

N°60
251



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

Facultad De Química

*TRANSFORMACION DE LODOS ACTIVADOS DE PURGA
EN INOCULO ANAEROBIO GRANULAR:
EFECTO DE LA VELOCIDAD ASCENDENTE Y DEL SUSTRATO*

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A:

JOSE LUIS HERNANDEZ JIMENEZ

MEXICO, D. F.

1992.

TESIS CON
FOLIO DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

I N D I C E

RESUMEN	I
LISTA DE TABLAS	II
LISTA DE FIGURAS	III
1. INTRODUCCION	1
2. OBJETIVOS	2
3. ANTECEDENTES	3
3.1 GENERALIDADES	3
3.2 LA DIGESTION ANAEROBIA	10
3.2.1 Hidrólisis de biopolímeros	10
3.2.2 Fermentación de aminoácidos y azúcares	12
3.2.3 Oxidación anaerobia de ác. grasos	13
3.2.4 Oxidación anaerobia de productos intermedios	13
3.2.5 Metanogénesis	13
3.2.6 Nutrientes y factores ambientales	15
3.3 TIPOS DE REACTORES	18
3.3.1 Reactores de 1a. generación	18
3.3.2 Reactores de 2a. generación	18
3.3.3 Reactores de 3a. generación	20
3.4 SELECCION DEL REACTOR	20
3.5 EL REACTOR UASB	27
3.6 INOCULO	33
3.6.1 Importancia del inóculo	33
3.6.2 Obtención del inóculo	34
3.7 ANTECEDENTES EXPERIMENTALES	34

4. METODOLOGIA	39	
4.1 DESCRIPCION DEL REACTOR	39	
4.2 ARREGLO EXPERIMENTAL	41	
4.3 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS	43	
4.4 TECNICAS ANALITICAS	46	
4.5 DESCRIPCION DE LA FASE EXPERIMENTAL	49	
5. RESULTADOS	52	
5.1 CORRIDA No.1	52	
5.1.1 Comportamiento del reactor	52	
5.2 CORRIDA No.2	58	
5.2.1 Comportamiento del reactor	58	
5.3 CORRIDA No.3	64	
5.3.1 Comportamiento del reactor	64	
5.4 CORRIDA No.4	70	
5.4.1 Comportamiento del reactor	70	
5.5 CORRIDA No.5	76	
5.5.1 Comportamiento del reactor	76	
5.6 CORRIDA No.6	82	
5.6.1 Comportamiento del reactor	83	
6. DISCUSION	90	
6.1 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD ASCENDENTE Y DEL TRH (CORRIDAS 1 Y 2)	90	
6.2 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD ASCENDENTE (CORRIDAS 3 Y 4)	95	
6.3 INFLUENCIA DE LA CARGA ORGANICA (CORRIDAS 3 Y 5)	97	
6.4 INFLUENCIA DEL SUSTRATO (CORRIDAS 5 Y 6)	101	
6.5 COMPARACION DE LOS RESULTADOS DE LAS CORRIDAS 1 A 6	105	
7. CONCLUSIONES	108	
APENDICE A	TABLAS DE RESULTADOS EXPERIMENTALES	109
APENDICE B	BALANCES DE DQO	126
BIBLIOGRAFIA		141

RESUMEN

El presente trabajo se desarrolló con el objetivo de transformar lodos activados de purga en lodos anaerobios que por sus características de sedimentabilidad y actividad metanogénica puedan ser empleados como inóculo en reactores tipo U.A.S.B., además de determinar el efecto de la velocidad ascendente y de la presencia de sustrato sobre las características fisicoquímicas del lodo.

La experimentación se llevó a cabo en fase laboratorio utilizando un reactor U.A.S.B. de 4.5 litros de volumen útil que fue alimentado con lodos de purga provenientes de una planta de tratamiento de aguas municipales.

El desarrollo experimental constó de 6 corridas que trabajaron con diferente carga orgánica y velocidad ascendente. En las últimas 4 corridas se recirculó una parte del efluente con la finalidad de aumentar la velocidad ascendente y en la última corrida además se alimentó un sustrato formado por una mezcla de vinaza/melaza.

Como resultado de la experimentación, se encontró que el lodo de la tercer corrida (que se operó con una carga orgánica de 1.58 gSST/l*d, tiempo de retención hidráulico de 2 días y velocidad ascendente de 0.3 m/h), presentó las mejores características para ser utilizado como inóculo. Por otro lado, la adición de sustrato vinaza/melaza favoreció la granulación de los lodos.

LISTA DE TABLAS

- 3.1 BENEFICIOS Y LIMITACIONES DE LA DIGESTION ANAEROBIA
- 3.2 RESULTADOS DE ALGUNOS EXPERIMENTOS CON VARIOS TIPOS DE DESECHOS EMPLEANDO EL PROCESO UASB
- 3.3 COMPARACION DE TIPOS DE REACTORES, VELOCIDADES DE CARGA Y EFICIENCIAS DE REMOCION DE DQO
- 3.4 CONDICIONES DE OPERACION DE REACTORES UASB A NIVEL LABORATORIO
- 3.5 CARACTERISTICAS DEL LODO AL TERMINO DE CADA CORRIDA

- 4.1 PARAMETROS EXPERIMENTALES
- 4.2 PARAMETROS EXPERIMENTALES DE FIN DE CORRIDA
- 4.3 CARACTERISTICAS DE LAS CORRIDAS

- 6.1 CONDICIONES REALES DE OPERACION
- 6.2 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS CORRIDAS 1 Y 2
- 6.3 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS CORRIDAS 3 Y 4
- 6.3 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS CORRIDAS 3 Y 5
- 6.5 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS CORRIDAS 5 Y 6
- 6.6 CARACTERISTICAS DE LOS LODOS FINALES CORRIDAS 1 A 6
- 6.7 DQO ALIMENTADA EN LAS CORRIDAS 1 A 6

A1 a A12 RESULTADOS EXPERIMENTALES

B1 EJEMPLO DE CALCULO DEL FACTOR F PARA CALCULO DE DQO

B2 a B12 BALANCES DE DQO Y CUANTIFICACION DE METANO

LISTA DE FIGURAS

3.1 PROCESO DE CONVERSION DE MATERIA ORGANICA A METANO

3.2 TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS

3.3 EL REACTOR UASB

4.1 REACTOR USADO EN LA EXPERIMENTACION

4.2 PROCESO DE PRODUCCION DE INOCULO ANAEROBIO

5.1 COMPORTAMIENTO DE pH CORRIDA 1

5.2 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD CORRIDA 1

5.3 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL CORRIDA 1

5.4 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE CORRIDA 1

5.5 COMPORTAMIENTO DE pH CORRIDA 2

5.6 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD CORRIDA 2

5.7 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL CORRIDA 2

5.8 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE CORRIDA 2

5.9 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS CORRIDA 2

5.10 COMPORTAMIENTO DE pH CORRIDA 3

5.11 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD CORRIDA 3

5.12 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL CORRIDA 3

5.13 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE CORRIDA 3

5.14 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS CORRIDA 3

5.15 COMPORTAMIENTO DE pH CORRIDA 4

5.16 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD CORRIDA 4

5.17 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL CORRIDA 4

5.18 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE CORRIDA 4

5.19 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS CORRIDA 4

5.20 COMPORTAMIENTO DE pH CORRIDA 5

5.21 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD CORRIDA 5

- 5.22 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL CORRIDA 5
- 5.23 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE CORRIDA 5
- 5.24 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS CORRIDA 5
- 5.25 COMPORTAMIENTO DE pH CORRIDA 6
- 5.26 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD CORRIDA 6
- 5.27 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL CORRIDA 6
- 5.28 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE CORRIDA 6
- 5.29 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS CORRIDA 6

1. INTRODUCCION.

En los últimos años, en México, la preocupación por la protección al ambiente ha aumentado en forma importante, como consecuencia del grave deterioro ecológico que se presenta sobre todo en la calidad del aire y del agua. Este último es de fundamental importancia debido a que es un problema que se presenta en todo nuestro país; así encontramos que prácticamente todos los ríos y lagos importantes que existen en México, enfrentan graves problemas de contaminación.

Esta contaminación proviene de los centros urbanos y de la industria, ya que en la mayoría de los casos, éstos, o carecen totalmente o poseen sistemas de tratamiento de sus efluentes líquidos que operan con muy bajas eficiencias.

En la actualidad, las reglamentaciones al respecto se vuelven más estrictas y esto obliga a los municipios y a la industria a buscar medios para tratar sus efluentes eficiente y económicamente, con el fin de cumplir con las normas ecológicas establecidas.

Es aquí precisamente donde la biotecnología toma especial importancia, ya que los avances en digestión anaerobia han llevado al desarrollo de procesos que poseen una gran versatilidad en su aplicación en el tratamiento de aguas residuales.

Es así, como la industria alimenticia en general (lechera, cervecera, panadera, de conservas, etc.), la agroindustria (ingenios azucareros, beneficiadoras de café, etc.) y muchas otras más (papelera, farmacéutica), pueden encontrar en la biotecnología anaerobia, una opción a sus necesidades de tratamiento de efluentes.

En México, exceptuando las lagunas de estabilización, todos los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales utilizan la vía aerobia (SEDUE 1990). Sin embargo, este sistema de tratamiento presenta altos costos de instalación y sobre todo de operación y mantenimiento.

Un problema adicional de la vía aerobia es la alta tasa de crecimiento bacteriano, lo que obliga a purgar periódicamente una cantidad considerable de biomasa; ésta en la mayoría de los casos, no recibe ningún tratamiento posterior y por ello se traduce en contaminación.

Los tratamientos anaerobios no presentan este problema, ya que su tasa de crecimiento microbiano es considerablemente menor. Inclusive, ciertos procesos anaerobios se utilizan para tratar los lodos de desecho de los procesos aerobios. Además los procesos anaerobios resultan más económicos en su operación debido a su bajo consumo de electricidad y por presentar la ventaja de tener como subproducto final al metano.

Dentro de los procesos anaerobios, el reactor UASB (Up Flow Anaerobic Sludge Blanket) parece ser el de mayor conveniencia, pues por carecer de material de empaque es el más económico, además de poseer la capacidad de soportar grandes cargas orgánicas.

El inconveniente de los reactores anaerobios, es el largo tiempo de arranque que se requiere cuando se carece de un buen inóculo. En el caso del reactor UASB, el problema es mayor ya que si se desean obtener resultados óptimos, el inóculo debe ser de tipo granular y poseer alta sedimentabilidad. Se sabe que el mejor inóculo es aquel que proviene de un reactor del mismo tipo.

Dado que en México no existen aún estos reactores en operación, es necesario buscar fuentes alternativas para la obtención del inóculo y así cubrir un requisito indispensable para que la tecnología anaerobia alcance suficiente credibilidad, como sucede ya en otros países. Por ello, proporcionar inóculo alternativo al granular es precisamente uno de los objetivos del presente estudio.

2. OBJETIVOS.

Transformar lodos activados de purga en lodos anaerobios que posean buena sedimentabilidad, alta actividad metanogénica y forma granular, para ser utilizados como inóculo en reactores UASB.

Determinar el efecto de la velocidad ascendente y de la presencia de sustrato sobre las características fisicoquímicas del lodo obtenido en un reactor de lecho de lodos con flujo ascendente.

3. Antecedentes.

3.1 Generalidades.

Hasta hace pocos años, la digestión anaerobia era vista como una opción poco adecuada para el tratamiento de efluentes industriales o municipales, principalmente por el desconocimiento que existía acerca de los mecanismos que rigen este proceso.

A la fecha, el desarrollo de la biotecnología anaerobia le ha permitido colocarse en una posición de igualdad y en muchos casos hasta de superioridad en eficiencia de remoción de materia orgánica con respecto a los sistemas aerobios. Adicionalmente, el consumo reducido de electricidad, así como el valor del metano producido, hacen del tratamiento anaerobio un candidato atractivo al momento de efectuar una selección entre ambos.

En general, los procesos anaerobios presentan un importante número de beneficios contra pocos inconvenientes en comparación con los tratamientos aerobios (Lettinga *et al.* 1980). Estos son resumidos en la tabla 3.1.

Una de las principales ventajas del tratamiento anaerobio, es el representar un importante ahorro económico principalmente en operación y mantenimiento.

TABLA 3.1.

BENEFICIOS Y LIMITACIONES DE LA DIGESTION ANAEROBIA.
 (Lettinga et al., 1980).

BENEFICIOS	LIMITACIONES
<ol style="list-style-type: none"> 1. REDUCIDA PRODUCCION DE SOLIDOS BIOLÓGICOS DE DESECHO. 2. BAJOS REQUERIMIENTOS DE NUTRIENTES. 3. EL LODO BIOLÓGICO ES UN PRODUCTO ALTAMENTE ESTABILIZADO QUE POR REGLA GENERAL PUEDE SER FACILMENTE DESHIDRATADO. 4. NO HAY REQUERIMIENTOS DE ENERGIA PARA LA AIREACION. 5. PRODUCCION DE METANO EL CUAL ES UN PRODUCTO FINAL UTIL. 6. PUEDE APLICARSE CARGAS ORGANICAS MUY ALTAS BAJO CONDICIONES FAVORABLES. 7. EL LODO ANAEROBIO ACTIVO PUEDE SER PRESERVADO SIN ALIMENTACION POR MUCHOS MESES. 8. LOS COMPUESTOS VALIOSOS COMO AMONIO (NH_4^+) SON CONSERVADOS EN EL TRATAMIENTO ANAEROBIO. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. LAS BACTERIAS ANAEROBIAS PARTICULARMENTE METANOGENICAS, SON MUY SENSIBLES. 2. SE REQUIEREN RELATIVAMENTE LARGOS PERIODOS DE TIEMPO PARA EL ARRANQUE DEL PROCESO, DEBIDO A UNA VELOCIDAD LENTA DE CRECIMIENTO DE LA BACTERIA ANAEROBIA. 3. LA DIGESTION ANAEROBIA ES ESENCIALMENTE UN METODO DE PRETRATAMIENTO; UN POSTRATAMIENTO ADECUADO SE REQUIERE USUALMENTE ANTES DE QUE EL EFLUENTE PUEDA SER DESCARGADO A LOS CUERPOS RECEPTORES.

A continuación se presentan las ventajas energéticas de un proceso anaerobio en comparación con un sistema aerobio convencional (Lettinga *et al.* 1982).

I. Ahorro de energía.

Consumo de energía en el tratamiento aerobio:

Requerimiento de oxígeno:

0.8-1.0 kg O₂/kg DQO.

Energía requerida para la aireación:

0.5-1.0 kwh/kg O₂.

400-1000 kwh/1000 kg DQO.

Consumo de energía en el tratamiento anaerobio:

7-15 kwh/1000 kg DQO.

II. Producción de energía en el proceso anaerobio:

<u>Producción de metano:</u>	<u>Mínimo</u>	<u>Máximo</u>
m ³ CH ₄ (TPN)/1000kg DQO	185	305

Consideraciones: Biodegradabilidad 70-100% de DQO.

CH₄ producido 0.9-0.55 kg / kg DQO
removido.

Reducción de la DQO 90%.

El principal logro que ha permitido el desarrollo de procesos de digestión anaerobia, ha sido la comprensión de los equilibrios presentes entre la comunidad microbiana encargada de efectuar el proceso de degradación de la materia orgánica.

Gracias al desarrollo alcanzado, ha sido posible tratar aguas residuales provenientes de diversas fuentes como son, procesadoras de alimentos, destilerías y drenajes domésticos.

Los resultados de algunos experimentos realizados en laboratorio empleando el proceso UASB, se muestran en la tabla 3.2. (Lettinga *et al.* 1980).

Se ha encontrado que las bacterias anaerobias son capaces de tolerar una amplia variedad de sustancias tóxicas e incluso biodegradarlas. Comúnmente se toma en cuenta la aclimatación a la toxicidad y la reversibilidad de la misma, puesto que algún cambio en la concentración de un tóxico puede cambiar su condición de tóxico a biodegradable. Un ejemplo es el fenol y el formaldehído que son desinfectantes comunes; éstos pueden ser biodegradados a concentraciones bajas y medias (Speece, 1983), previa aclimatación.

Formaldehído < 400 mg/l

Fenol < 2000 mg/l

TABLA 3.2.

RESULTADOS DE ALGUNOS EXPERIMENTOS CON VARIOS TIPOS DE DESECHOS EMPLEANDO EL PROCESO UASB.

(Lettinga et al., 1982).

DESECHO	DQOT (ng/l)	CARGA ORGANICA (kgDQO/m ³ d)	TRH (hr)	REDUCCION DE DQO (%)	VOLUMEN REACTOR (litros)
JUGO DE AZUCAR DE REMOLACHA NO FERMENTADO.	5000 A 6000	4-5	24-28	95	61
JUGO DE REMOLACHA FERMENTADO.	6000 A 9500	8-10	12-24	84-95	18
ESCALDADO DE FRIJOL.	5200	8-10	13-15	90-95	2.7
JUGO DE AZUCAR DE REMOLACHA FERMENTADO (2 ETAPAS).	6000 A 9000	8-9	24	90-97	18
LECHERIA (LECHE DESHIDRATADA).	1500	7-8	5	90	18.

3.2 La digestión anaerobia.

El proceso de digestión anaerobia puede ser descrito como un proceso de seis pasos fundamentales (Gujer y Zehnder, 1983), en donde la materia orgánica presente en el agua residual es convertida a metano y dióxido de carbono por una comunidad de cuatro diferentes grupos de microorganismos, (bacterias fermentativas, bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno, bacterias metanogénicas hidrogenofílicas y bacterias metanogénicas acetoclásticas).

Estos pasos son (Ver figura 3.1):

- 1) Hidrólisis de biopolímeros.
 - 1A. Hidrólisis de proteínas.
 - 1B. Hidrólisis de carbohidratos.
 - 1C. Hidrólisis de lípidos.
- 2) Fermentación de aminoácidos y azúcares.
- 3) Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga.
- 4) Oxidación anaerobia de productos intermediarios como ácidos volátiles.
- 5) Conversión de acetato a metano.
- 6) Conversión de hidrógeno a metano.

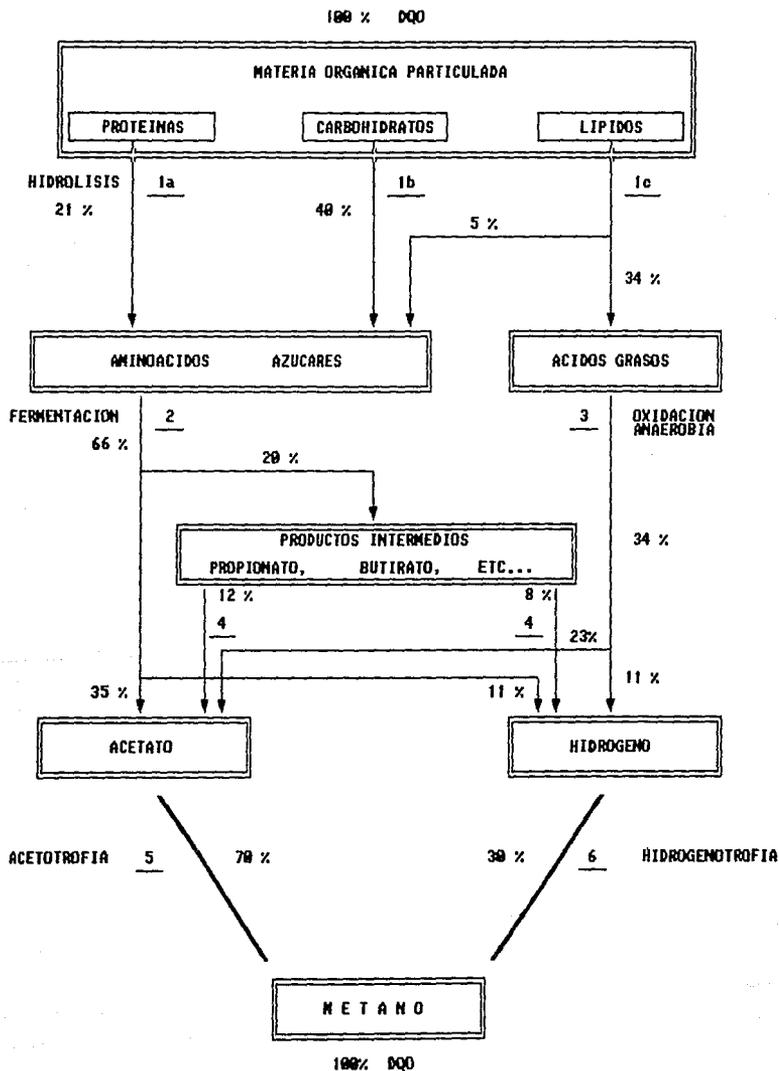
3.2.1. Hidrólisis de biopolímeros.

En general, las bacterias son incapaces de aprovechar el material orgánico particulado mientras éste no haya sido desdoblado hasta polímeros solubles o monómeros. De este modo, la licuefacción o hidrólisis es el primer paso que se requiere para que los microorganismos se alimenten.

El proceso de hidrólisis de la materia orgánica se lleva a cabo por la acción de enzimas extracelulares tales como celulasas, amilasas, proteasas y lipasas, que rompen polisacáridos

FIGURA 3.1

PROCESO DE CONVERSION DE MATERIA ORGANICA A METANO.
 <GUJER Y ZEHNDER 1983>



complejos en azúcares simples, proteínas en péptidos y aminoácidos y grasas en glicerol y ácidos grasos.

3.2.2. Fermentación de aminoácidos y azúcares.

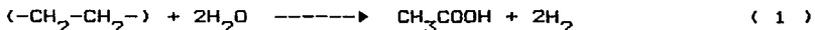
Los sustratos para la fermentación son aminoácidos y azúcares y los productos de la misma son biomasa, productos de degradación intermedia (propionato, butirato etc.) y los precursores de metano, acetato e hidrógeno como se muestra en la figura 3.1 por la reacción 2.

Estudios sobre producción de biomasa efectuados por Eastman y Ferguson, 1981 (citados por Gujer y Zehnder, 1983), han demostrado que es en la etapa de fermentación donde puede esperarse la mayor tasa de producción de biomasa durante todo el proceso de digestión anaerobia.

Es importante resaltar que de acuerdo a la cinética presentada por las reacciones involucradas en el proceso de fermentación, ésta etapa no es limitante del desarrollo de la digestión y no es extremadamente dependiente del pH.

3.2.3. Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga.

Jeris y McCarty (1965) (citados por Gujer y Zehnder, 1983) demostraron que la degradación de ácidos grasos de cadena larga en un reactor anaerobio ocurre por β -oxidación, según la siguiente reacción:



La obtención de hidrógeno en ésta etapa proviene de la oxidación de piridin dinucleótidos reducidos (NAD(P)H).

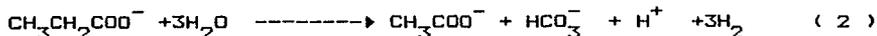
Esta reacción tiene un potencial redox de -0.32 volts a $\text{pH}=7$ (Wolin, 1976, citado por Gujer y Zender, 1983), que con base en consideraciones termodinámicas se verá inhibida por presiones parciales elevadas de hidrógeno.

3.2.4. Oxidación anaerobia de productos intermedios.

En esta etapa de la digestión, el propionato y butirato son degradados a acetato e hidrógeno por bacterias conocidas como OHPA (obligate hydrogen producing acetogens), que deben mantener una relación muy estrecha con las metanogénicas hidrogenofílicas, como se verá en el inciso siguiente.

Se cree que el butirato es degradado de la misma forma que los ácidos grasos de cadena larga de acuerdo a la ecuación (1).

Por otra parte, Kaspar y Wuhrmann (1978) (Gujer y Zehnder 1983) propusieron a la siguiente reacción como la que representa la degradación del propionato:



3.2.5. Metanogénesis.

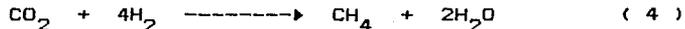
Esta etapa incluye los pasos de conversión de acetato e hidrógeno a metano.

Las bacterias metanogénicas que participan en este proceso se clasifican en dos grupos tróficos:

- Bacterias metanogénicas acetoclásticas, que transforman el acetato a metano. El 70% del metano producido en un reactor, proviene de esta fuente y se produce por la descarboxilación de acetato de acuerdo a la siguiente reacción:



- Bacterias metanogénicas hidrogenofílicas, que utilizan el hidrógeno producido en la oxidación anaerobia para reducir el CO_2 a CH_4 según la siguiente reacción:



Existen algunas consideraciones acerca del proceso de digestión anaerobia que son dignas de ser resaltadas; una es la estrecha dependencia de las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA por sus siglas en inglés) responsables del proceso de oxidación anaerobia y las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas. En una relación sintrófica, éstas últimas se encargan de consumir el hidrógeno producido por las OHPA, manteniendo así las condiciones termodinámicas necesarias para que la conversión de los ácidos superiores en acetato e hidrógeno pueda ser consumada.

Por otra parte, el equilibrio entre la oxidación del propionato, descarboxilación del acetato y oxidación del hidrógeno es crucial para un proceso de digestión anaerobia estable. Las condiciones óptimas para las tres reacciones son muy estrictas y principalmente controladas por la concentración de propionato, acetato e hidrógeno libres.

En un digestor estabilizado, las concentraciones típicas de acetato y propionato oscilan entre 10^{-4} y 10^{-5} mol/l con presiones parciales de hidrógeno inferiores a 10^{-4} bar. Sólo entonces las condiciones termodinámicas para la degradación del propionato son satisfechas.

3.2.6 Nutrientes y factores ambientales.

Los sistemas biológicos son susceptibles de fallar por una mala nutrición de los microorganismos. Cuando un sistema anaerobio no funciona adecuadamente y se incrementan los niveles de ácidos orgánicos de cadena larga incluyendo al propiónico, se puede deber a 2 causas:

1a. Mala nutrición de los organismos acetogénicos encargados de convertir ácidos superiores y productos intermedios de degradación en acetato.

2a. Mala nutrición de los metanogénicos hidrogenofílicos, encargados de mantener un nivel de hidrógeno suficientemente bajo para que sea termodinámicamente posible la reacción de conversión de ácidos superiores a acetato.

Por otra parte, altos niveles de acetato indican una mala nutrición de las bacterias acetoclásticas.

Las necesidades de la comunidad anaerobia para su desarrollo han sido tipificadas y presentan las siguientes características:

El requerimiento de nitrógeno para el proceso anaerobio es una pequeña fracción, entre 20 y 50%, de aquel requerido para el proceso aerobio. A su vez el requerimiento de fósforo es aproximadamente el 15% del requerimiento de nitrógeno. El contenido de azufre en las células anaerobias es de aproximadamente el 2.6% -Materia Orgánica Seca-. (Speece, 1983).

La relación C:N:P:S, está definida por la síntesis celular; dicha relación para el caso de la anaerobiosis es 35:5:1:1 (Rojas, 1988), mientras que para las bacterias aerobias es 10:5:1:1. Esto se debe a que los organismos anaerobios presentan una menor síntesis celular.

En muchos estudios de tratamiento anaerobio, la causa de malos resultados -aparentemente- fue la ausencia de nutrientes traza, entre los cuales hierro, cobalto, níquel y azufre han sido probados como nutrientes obligatorios prioritarios; molibdeno, tungsteno (Wolframio) y selenio también se reportan como metales traza requeridos. El extracto de levadura es frecuentemente usado como proveedor de nutrientes traza (Speece, 1983).

Además de los nutrientes, existen otros factores ambientales que influyen en la digestión anaerobia como: pH, alcalinidad y temperatura.

El tratamiento anaerobio puede desarrollarse correctamente dentro de un pequeño intervalo de variación en el pH, 6.2 a 7.8 con el óptimo entre 7.0 y 7.2 (McCarty, 1964). Fuera de este rango, la digestión puede continuar aunque en forma muy ineficiente hasta un pH de 6.2 en donde las bacterias metanogénicas son afectadas severamente.

La influencia del pH sobre el proceso está relacionada con la concentración de ácidos grasos volátiles ya que éstos son tóxicos en su forma no ionizada y a medida que baja el pH la fracción de ácidos no disociados aumenta.

Las bacterias acidogénicas poseen una mayor actividad que las metanogénicas, lo cual puede provocar bajas en el pH por acumulación de ácidos. El sistema reacciona ante estas situaciones mediante la alcalinidad que es su medio amortiguador. Una alcalinidad relativamente grande (superior a los 1000 mg/l) es indispensable para evitar cambios repentinos en el pH y permitir que el sistema pueda seguir operando adecuadamente.

El efecto de la temperatura es de gran importancia en la digestión anaerobia, porque las velocidades de las reacciones bioquímicas están directamente afectadas por este parámetro.

Hay tres grupos de organismos que efectúan la digestión: los microorganismos psicrófilicos se desarrollan a temperaturas menores de 20°C y mayores de 8 °C; los microorganismos mesófilicos que trabajan mejor en el rango de 20 a 40°C, con 35 a 37°C como óptimo y los microorganismos termófilicos que prosperan a más altas temperaturas, aunque tienen una reacción óptima de 50 a 60°C. La digestión anaerobia termófila es menos practicada por la dificultad de mantener altas temperaturas. Sin embargo puede resultar una opción atractiva para tratar desechos industriales específicos (destilerías), no obstante, debe tomarse en cuenta que se tiene aún poca experiencia en el conocimiento de los procesos de digestión termófila.

3.3 TIPOS DE REACTORES.

Con el avance logrado en la biotecnología anaerobia, se han propuesto diversas configuraciones de reactores, las que de acuerdo al avance tecnológico con que cuentan, pueden ser clasificadas en tres grupos:

3.3.1. Reactores de primera generación.

Son aquellos en que la biomasa se encuentra en suspensión. Estos reactores están caracterizados por tiempos de retención hidráulicos (TRH) largos, lo que incide directamente en el tamaño de los mismos.

Basicamente existen tres variantes dentro de éste tipo de reactores.

a) **Digestor Convencional:** Consta de un tanque cerrado sin agitación ni calentamiento, en donde el desecho a tratar se estratifica en zonas definidas. La parte en donde se lleva a cabo la mayor actividad microbiana representa aproximadamente el 30% del reactor. Presenta bajas eficiencias y su volumen es considerable.

b) **Digestor anaerobio completamente mezclado:** Es una variante del digestor convencional en el que se logra aumentar la eficiencia mediante la aplicación de agitación y calentamiento. En éstos la relación TRC/TRH (Tiempo de retención celular/Tiempo de retención hidraúlico) es igual a uno.

Las dos variantes anteriores se han utilizado principalmente para tratar lodos de desecho de plantas de tratamiento aerobio.

c) **Reactor de contacto anaerobio:** Consiste en un reactor completamente mezclado acoplado a un sedimentador que separa la biomasa del efluente y la recircula al reactor. Es un reactor de transición entre las dos primeras generaciones ya que la recirculación de la biomasa aumenta la relación TRC/TRH.

Existen otras configuraciones además de las presentadas, pero éstas pueden considerarse como derivaciones de las mismas.

3.3.2 Reactores de segunda generación.

En este tipo de reactores, la biomasa es retenida dentro del tanque mediante la fijación de una película de microorganismos sobre un medio inerte de soporte, o bien, por medio de la sedimentación de flóculos microbianos. Con éstos reactores se logra una reducción importante del TRH y un fuerte aumento del TRC.

3.3.3 Reactores de tercera generación.

En estos reactores también la biomasa es retenida sobre un medio de soporte, pero con la variante de que éste debe ser lo suficientemente pequeño y ligero para poder ser fluidizado al aplicar altas velocidades de flujo.

Estos reactores presentan los TRH menores pero aún se encuentran en desarrollo.

Algunos de estos procesos serán tratados con más detalle en la siguiente sección.

3.4 SELECCION DE REACTOR.

Como se ha visto, el proceso bioquímico de la digestión anaerobia es complejo y en él ocurren diversas reacciones con diferentes cinéticas. El lograr hacer que todas ocurran adecuadamente, detectando cuales son las limitantes en una situación dada y acelerar éstas, es el objetivo de diseñar un sistema de tratamiento anaerobio.

De acuerdo con la ecuación de Monod (5) el consumo de sustrato depende de su concentración y de la cantidad presente de biomasa activa.

Esta biomasa crece lentamente, particularmente la metanogénica, y puede ser inhibida por diferentes productos intermedios generados en la digestión.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{\mu_{\max} S X}{K_s + S} \frac{1}{Y} \quad (5)$$

Donde: X=Concentración de bacterias (g/l)

S=Concentración de sustrato (g/l)

Y=Rendimiento de biomasa respecto al sustrato.

μ_{\max} =Tasa específica máxima de crecimiento celular (d^{-1})

K_s =Constante de velocidad media, o de saturación (g/l)

Idealmente para mantener una buena rapidez de degradación es necesario que el producto no se acumule, los valores de X y de S, sean altos y se mantengan constantes para darle a las células un ambiente invariable que les permita metabolizar el sustrato eficientemente.

Sin embargo, el objetivo de los procesos de tratamiento de desechos orgánicos es reducir al máximo su concentración de contaminantes en la salida, lo que implica un nivel bajo de S.

Una solución que se encontró a esta limitación, en los procesos biológicos, fue retener la biomasa dentro del reactor para mantener una operación estable y con tasas de remoción adecuadas. Con ésto se aumenta el tiempo de retención celular, comunmente expresado así para reactores completamente mezclados:

$$TRC = \frac{V * X_r}{Q * X_e}$$

Donde: V = Volumen del reactor.

X_r = Concentración de biomasa dentro del reactor.

Q = Gasto de efluente.

X_e = Concentración de biomasa en el efluente.

dejando únicamente el sustrato, el tiempo necesario para mantenerse en contacto con las células y degradarse.

Cuando el sustrato está disuelto en el líquido, este tiempo sería igual al tiempo de retención hidráulico ($TRH = \text{Volumen}/\text{Flujo}$).

Para describir el comportamiento de un reactor es necesario conocer la relación entre el TRH y el TRC.

El TRC es el parámetro fundamental de diseño de sistemas de tratamiento de desechos por vía biotecnológica.

El máximo TRC es deseable para la estabilidad del proceso y la producción mínima de lodos. Por su parte, el mínimo TRH minimiza el volumen del reactor y así reduce el costo del mismo.

Las velocidades de alimentación de carga orgánica permisible en un proceso anaerobio de tratamiento de desechos, están principalmente dictados por la retención de lodos en el reactor.

El mantenimiento de un alto tiempo de retención de lodos (TRC) ha sido el principal problema en la aplicación práctica del proceso anaerobio, especialmente para desechos con baja DQO, inferior a 3000 mg/l (Lettinga *et al.* 1980).

Obviamente, un proceso de tratamiento de desechos es económico para bajas concentraciones, si grandes volúmenes pueden ser tratados en un intervalo de tiempo relativamente corto. Para este propósito se requieren procesos en los que el tiempo de retención de la biomasa (TRC) pueda ser controlado independientemente de la velocidad de flujo del agua de desecho (TRH).

A continuación se presenta un análisis de diferentes tipos de reactores tomando en cuenta los comentarios anteriores.

A) Reactor continuo de tanque agitado RCTA (1a. generación).

Para estos reactores, su cociente (TRC/TRH) = 1. En un RCTA sin recirculación, el TRH^{-1} es igual a la μ , (tasa de crecimiento específico de microorganismos); y el TRC^{-1} y el TRH^{-1} son iguales. Esto indica que el crecimiento microbiano y su salida del reactor dependen del TRH, que debe ser muy grande para evitar el lavado de células ya que μ es muy pequeño.

Esto obliga a tener grandes volúmenes. Sin embargo se utilizan todavía mucho para tratar residuos con una concentración relativamente alta de materia suspendida.

B) Proceso de contacto anaerobio (1a. Generación).

Para incrementar el cociente TRC/TRH se recirculan los sólidos, dando lugar al reactor de contacto anaerobio. La característica principal de este proceso es que la concentración de la masa bacteriana se controla por un sistema de separación y recirculación de lodo. El principal problema en la aplicación de este proceso ha sido la separación y concentración del lodo en el sedimentador. Los problemas de separación siempre repercuten en una baja concentración de biomasa en el digestor.

El proceso de contacto anaerobio fue uno de los primeros sistemas en incorporar la retención de biomasa en el digestor y hacerlo independiente del TRH.

C) Filtro anaerobio (2a. Generación).

Una variante para aumentar el cociente TRC/TRH fue el filtro anaerobio (FA) desarrollado por Young y Mc Carty (1969) en el que una película de microorganismos se adhiere a la superficie de un material de soporte.

El flujo pasa a través del reactor en forma vertical, ya sea en forma descendente o ascendente (aunque un flujo horizontal ha sido reportado por Landine *et al.* 1982).

Experimentos a todos los niveles han demostrado que el proceso FA es apropiado para tratar varios tipos de desechos, sobre todo disueltos, con una buena eficiencia de remoción de la DQO y producción de metano, a altas cargas hidráulicas y orgánicas.

Debido al empacado al azar que presentan estos reactores, una buena parte de la biomasa activa no está adherida al soporte, sino que está formando agregados instalados en los intersticios del soporte empacado. El volumen del empaque ocupa del 10 al 40% del volumen total, dependiendo si el empaque es sintético (plástico) o natural (piedra).

D) Reactor de película fija RPF (2a. Generación).

El RPF de flujo descendente o ascendente, tiene toda la biomasa adherida al soporte empacado ordenadamente, permitiendo un flujo definido. La relación Área/volumen, es buena ($>120 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Las cargas orgánicas pueden alcanzar hasta $20 \text{ kg DQO}/\text{m}^3\text{d}$.

E) Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB) (2a. Generación).

Este es un reactor de película biológica pero sin medio de soporte. Su operación se basa en un flujo ascendente que ejerce cierta selectividad sobre los microorganismos y favorece así la

formación de un lodo con buenas propiedades de floculación y sedimentación dando como resultado una cama o lecho de lodos granulares anaerobios en la parte inferior del reactor, dicha cama actúa como un filtro biológico, que lleva a cabo la remoción de DQO. Una descripción más detallada se da en el inciso 3.5.

F) Reactor de lecho fluidizado, RLF (3a. Generación).

Estos reactores tienen la biomasa adherida a una partícula de arena o algún otro material (mineral o plástico), ocupando sin fluidizar, alrededor del 10% del volumen del reactor. La velocidad del flujo ascendente debe ser capaz de fluidizar el lecho hasta un poco más del 50% del volumen empaçado original, permitiendo la existencia de partículas de diámetro igual y constante.

El sistema no favorece la acumulación de partículas que pudieran obstruir el flujo o crear caminos preferenciales, pero requiere de más energía para fluidizar el lecho.

Una variante de menor gasto energético la desarrollo Jewell (1982); el reactor de lecho expandido, donde el volumen del empaque se expande en un 20%.

Una desventaja de los digestores empaçados, es el costo del material de empaque que en algunos casos es comparable al del tanque. En todos los casos, el espesor de la película puede controlarse con la velocidad relativa entre el agua y la película.

De las anteriores descripciones, podemos considerar a los reactores de segunda generación como la alternativa más atractiva, ya que los de primera generación ocupan una gran cantidad de espacio y de obra civil, y no todos presentan eficiencias aceptables. Por su parte, los reactores de tercera generación se encuentran aún en etapa de desarrollo.

En la práctica, dentro del grupo de la segunda generación, se ha identificado al reactor UASB como el más prometedor ya que es capaz de soportar altas cargas orgánicas, además de ser el de menor inversión, dado que no requiere material de empaque.

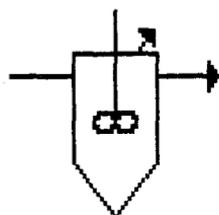
Algunas de las configuraciones discutidas, se presentan en la figura 3.2.

3.5 El reactor UASB.

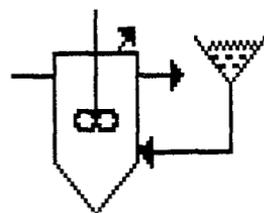
El reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) o lecho de lodos anaerobios de flujo ascendente, fue propuesto por Lettinga y colaboradores (1980), buscando eliminar los problemas y costos de los materiales de empaque. Este es un reactor que forma un lecho de lodos granulares de alta sedimentabilidad, como una manera de tener a las células inmovilizadas dentro del tanque.

FIG. 3.2 TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS

1a. GENERACION



COMPLETAMENTE
MEZCLADO

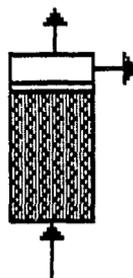


CONTACTO
ANAEROBIO

2a. GENERACION

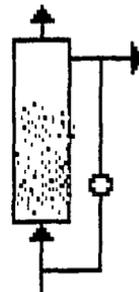


LECHO DE Lodos
(UASB)

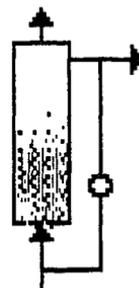


FILTRO ANAEROBIO

3a. GENERACION



LECHO FLUIDIZADO



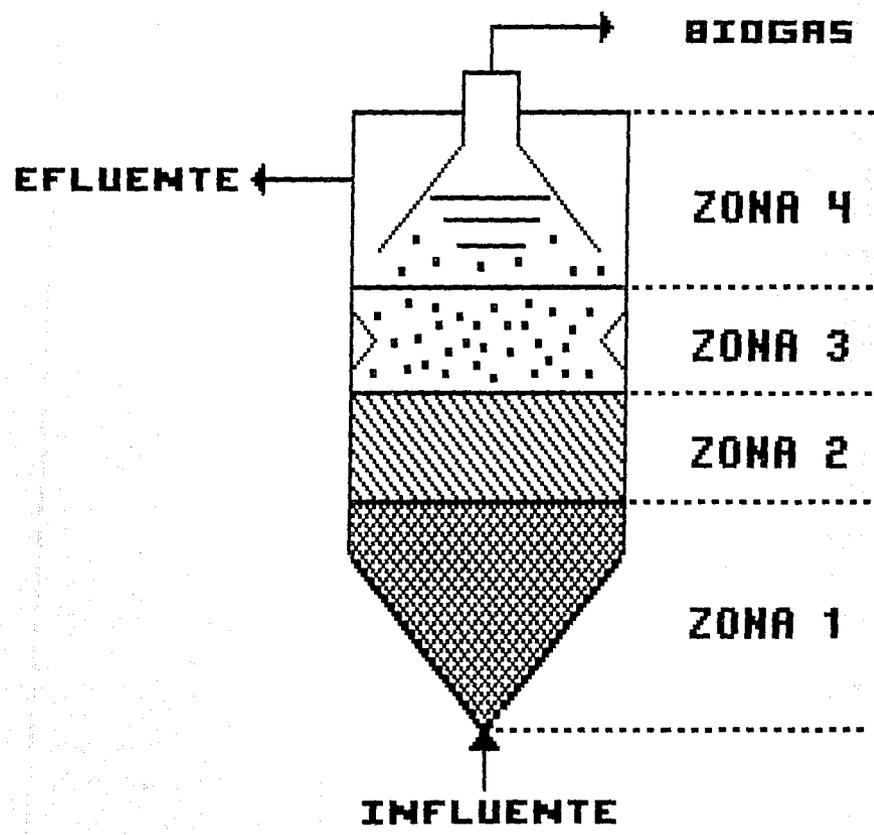
LECHO EXPANDIDO

La formación de granos de lodo es una de las principales dificultades para el arranque de estos digestores; otra es la transferencia del sustrato, las burbujas de biogás formadas en la cama de lodos producen en ésta una ligera agitación, sin embargo, el sistema de alimentación debe asegurar una buena distribución del influente en la base del reactor para evitar así la formación de zonas "muertas", desperdiciando la actividad de las mismas.

En los reactores UASB, se distinguen cuatro zonas, y en cada una de ellas, la concentración de sólidos varía. (Fig. 3.3).

- 1.- Es la parte inferior del reactor o lecho; aquí se concentran los lodos bacterianos granulares y se digiere la mayor parte del sustrato.
2. En esta zona la mayoría de los sólidos están ligeramente expandidos como resultado del transporte provocado por las burbujas de biogás formadas en la primera zona.
3. Aquí se lleva acabo el desprendimiento del gas de las partículas de lodo; la concentración de sólidos es muy baja.
4. Esta es la zona más alta del reactor en donde se recupera el metano producido y se obtiene un efluente clarificado. Para ésto se cuenta con un arreglo o dispositivo separador gas-líquido-sólido, que permite la creación de una zona de decantación libre de la turbulencia provocada por el biogás.

FIGURA 3.3 EL REACTOR UASB



Van der Berg y Kennedy (1983) presentan una comparación de diferentes tipos de reactores, basados en sus trabajos y en valores encontrados en la literatura. Esta comparación es mostrada en la tabla 3.3.

TABLA 3.3. COMPARACION DE TIPOS DE REACTORES, VELOCIDADES DE CARGA Y EFICIENCIAS DE REMOCION DE DQO.

Tipo de reactor	Carga Orgánica kg DQO/m ³ d	Remoción de DQO %
Contacto anaerobio	1 - 6	80 - 95
Filtro de flujo ascendente.	1 - 10	80 - 95
Lecho expandido	1 - 20	80 - 87
Filtro de flujo ascendente.	5 - 15	75 - 88
UASB	5 - 30	85 - 95

El aspecto fundamental del proceso UASB lo constituyen los lodos granulares, indispensables para un correcto funcionamiento.

En el arranque, lo ideal es inocularlo con un volumen suficiente de ese tipo de lodo. Sin embargo, ésto sólo es posible cuando existen reactores UASB en operación, que ya hayan acumulado suficiente lodo, y puedan purgarse.

Cuando no se cuenta con inóculo, el proceso de arranque de un reactor UASB puede tardar de 3 a 6 meses, pues este es el tiempo requerido para que la biomasa, que tiene una tasa de crecimiento muy pequeña, alcance la cantidad necesaria para tener una operación estable.

En México, actualmente se inicia la construcción de reactores de este tipo, pero se carece de fuentes de inóculo; así que si se desea utilizar este tipo de reactores es necesario producir este inóculo para asegurar el suficiente suministro.

Se han hecho estudios realizando inoculaciones con lodos activados adaptados, lodos de fosa séptica y estiércol para tratar diferentes tipos de sustrato (Arias y Noyola, 1988; Noyola *et al.* 1988; Noyola y Briones, 1988), y los resultados obtenidos han demostrado que sólo los lodos de fosa séptica y los lodos activados adaptados arrojan buenos resultados; sin embargo, no presentan la calidad óptima en cuanto a granulación y actividad, sobre todo los primeros.

El arranque de un reactor UASB, debe efectuarse con el inóculo disponible tomando en cuenta lo siguiente (Lettinga *et al.* 1980).

a) La cantidad de inóculo necesaria para eliminar prácticamente la etapa de arranque es del orden de 10 a 20 kg SSV/ m³ de reactor.

b) La carga inicial sobre el lodo deberá ser del orden de 0.1 a 0.2 kg DQO/ kg SST d.

c) La velocidad de carga del reactor podrá ser incrementada hasta tener un efluente con una concentración de ácidos grasos volátiles inferiores a 1000 mg/l.

d) Las condiciones ambientales favorables para el desarrollo anaerobio deberán ser procuradas y aseguradas.

Un indicador del buen estado de los lodos será su índice volumétrico o IVL (IVL=ml de lodos sedimentables/g SST). El llamado lodo granular tiene un IVL entre 10 y 20 ml/g y el que presenta buena floculación tiene un IVL del orden de 20 a 40 ml/g (Lettinga *et al.* 1982).

3.6 Inóculo.

3.6.1 Importancia del inóculo.

Como se ha mencionado, las bacterias anaerobias presentan una síntesis celular muy baja que se refleja en tasas de crecimiento reducidas. El crecimiento lento de los microorganismos anaerobios afecta directamente al proceso de arranque del reactor, ya que de no contar con un buen inóculo, el periodo que tarde la

biomasa en alcanzar la cantidad necesaria para el correcto funcionamiento de un digestor anaerobio puede durar hasta 6 meses. Por tal motivo es importante contar con un inóculo adecuado, tanto en calidad como en cantidad, que permita acelerar la etapa de arranque del proceso.

3.6.2. Obtención del inóculo.

El desempeño de un reactor depende de las características de los lodos que contenga. Para el caso del reactor UASB un buen lodo debe tener buena sedimentabilidad, alta actividad metanogénica y forma granular. El material idóneo para la inoculación del UASB son los lodos provenientes de otro reactor de tipo de lecho de lodos que trate aguas de desecho similares. Sin embargo, dado que éstos reactores no operan aún en México, la obtención del inóculo por este método no es viable, por lo que se han tenido que buscar fuentes alternativas del mismo.

Se han realizado inoculaciones utilizando diversas fuentes tales como lodos de tanques de vinazas, lodos de separadores de grasas, lodos granulares de digestores piloto en operación, líquido de fermentación de pulpa de café, sedimentos de ríos, lodos de fosa séptica (García *et al.* 1988; citado por González Ugalde, 1988), lodos activados de purga adaptados y estiércol de vaca. Las mejores opciones a los lodos granulares para inóculo son los lodos de fosa séptica y el lodo activado adaptado (Noyola y Briones, 1988). Se ha demostrado que es factible la transformación de lodos aerobios en inóculo de reactores UASB (Wu *et al.* 1987; Arias y Noyola, 1988) y el lodo anaerobio obtenido, presenta características que lo hacen adecuado para inocular reactores anaerobios del tipo de lecho de lodos.

3.7. Antecedentes experimentales.

En un estudio anterior (Sánchez, 1988) se establecieron las condiciones de operación preliminares bajo las cuales es posible generar un lodo granular anaerobio, que reúna las características propias de éste, como son: buena sedimentabilidad, actividad metanogénica y buen contenido de microorganismos anaerobios.

El reactor utilizado a escala laboratorio fue de tipo UASB de 4.5 l, operando a 35 ± 2 °C. Se experimentó con 3 corridas, alimentando el reactor con lodos activados de purga en diferentes diluciones; las condiciones de operación se muestran en la tabla 3.4. En ésta se observa que las variables experimentales fueron la velocidad ascendente y la carga orgánica, estableciendo los valores originales de la siguiente manera: corrida 1 y 2 velocidad constante (0.023 m/h), carga orgánica de la segunda reducida a la mitad con respecto a la primera, en la tercer corrida se mantiene la carga orgánica igual a la segunda variando la velocidad ascendente. Sin embargo, la concentración de la carga orgánica no pudo mantenerse en los valores propuestos por medio de la dilución con agua residual, debido a la variación diaria en la concentración de los lodos de purga generados en la Planta de tratamiento de C.U.

Bajo las condiciones de operación experimentadas, el mejor valor de sedimentabilidad se obtuvo en la segunda corrida con un IVL de 40 ml/g y Velocidad de sedimentación de 1.190 m/h como se observa en la tabla 3.5.

Weigant y de Man (1985) y Wu *et al.* (1986), proponen que la conformación granular de los lodos influye en la sedimentabilidad y su capacidad para liberar el gas, lo cual fue confirmado en éste estudio, ya que el comportamiento de los lodos en las tres corridas fue el de iniciar con un grano floculento irregular entre 0.1 mm - 0.5 mm de diametro aproximadamente, lo que propició problemas de acarreo de gas y por consiguiente problemas de flotación.

**TABLA 3.4. CONDICIONES DE OPERACION DE REACTOR UASB
A NIVEL LABORATORIO (Sanchez, 1988).**

CORRIDA	DILUCION DEL LODO	DURACION DIAS	TEMP. °C	Q (ml/min)	TRH (d)	V. ASC (m/h)	C.O. (gSST/l.d)
1	—	15	35 ± 2	2.68	1.164	0.023	1.72
2	1 : 1	29	35 ± 2	2.68	1.150	0.023	1.43
3	1 : 10	27	35 ± 2	5.70	0.542	0.077	0.993

Donde: V. ASC. = VELOCIDAD ASCENDENTE.
C. O. = CARGA ORGANICA.
Q = GASTO.

TABLA 3.5. CARACTERÍSTICAS DEL LODO AL TERMINO DE CADA CORRIDA. (Sanchez, 1988)

CORRIDA	STT (g/l)	SST (g/l)	SSV (g/l)	IUL (ml/g)	V. SED. ^{III} (m/h)
1	45.3	39.0	—	120	0.183
2	46.0	32.0	22.6	40	1.910
3	31.8	23.8	17.0	110	0.268
CORRIDA	BIOGAS TOTAL PRODUCIDO (l)	MASA LODO (gSST)	pH	CH ₄ % VOLUMEN	
1	1.41 +	190	7.46	70	
2	5.03 ++	220	7.40	72	
3	2.52 +++	98	7.01	84	

(*) LA REMOCION DE DQO SE EFECTUO VIA CONVERSION DE METANO Y VIA ACUMULACION DENTRO DEL REACTOR; POR LO TANTO SOLO UNA FRACCION FUE REALMENTE DEGRADADA.

+ En 15 días.

++ En 29 días.

+++ En 27 días.

Posteriormente, el tamaño y conformación se fue haciendo uniforme, adquirió una coloración más oscura, el gas se liberó rápidamente y los problemas de flotación se redujeron.

La mayor producción de lodos y gas fue también en la segunda corrida, donde el contenido de biomasa fue de 22.6 g/l medida indirectamente a través de los SSV y 5.03 l de biogás total producido. (Tabla 3.5).

Con los datos obtenidos se concluyó que fue bajo las condiciones de la segunda corrida, donde se obtuvo un lodo anaerobio de mejor calidad en lo referente a sedimentabilidad, actividad metanogénica y conformación floculento granular. Sin embargo se hizo evidente la necesidad de proseguir con la investigación con objeto de confirmar éstos resultados y obtener otros que permitan establecer claramente las variables de operación idóneas para la generación de lodo granular anaerobio con las características ya descritas.

4. Metodología.

4.1. Descripción del reactor.

El reactor está construido de vidrio de 2mm de espesor y tiene un volumen útil de 4.5 litros. El cuerpo principal está formado por un cilindro de 69 cm de longitud y 9.75 cm de diámetro interno. En la parte baja, el tubo por donde se introduce la alimentación tiene un diámetro de 0.8 cm y se abre en forma de cono de 12 cm de altura; ésto con la finalidad de favorecer una distribución homogénea del lodo alimentado.

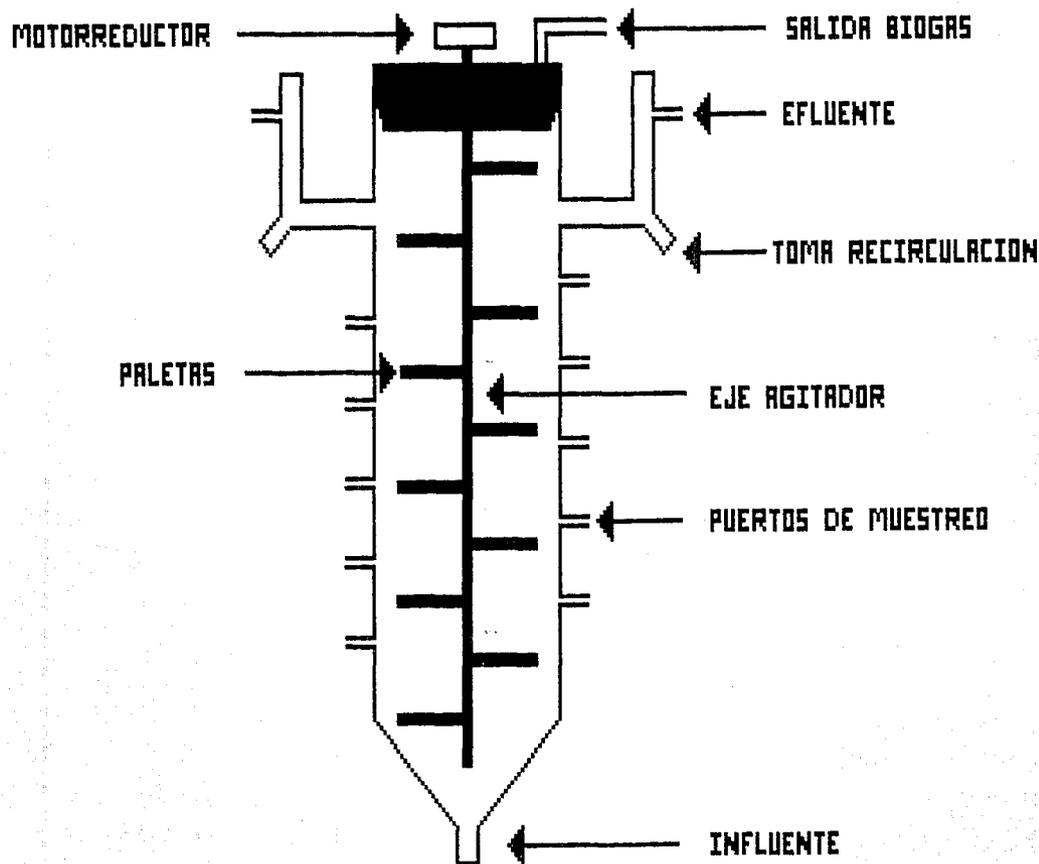
A lo largo del reactor, se adaptaron tubos para la toma de muestra a diferentes niveles de la cama de lodos. El reactor se presenta en la figura 4.1.

La evacuación del efluente se lleva a cabo por dos brazos curvos que se unen al cuerpo del reactor a 17 cm por debajo de su borde superior. Este diseño evita que las natas sean arrastradas por el efluente. Los brazos cuentan además con una toma diseñada para permitir la recirculación en el reactor.

El reactor se cerró herméticamente con un tapón de hule, asegurando el sello con la aplicación de silicón. El tapón cuenta con tres horadaciones, las cuales se utilizaron para la introducción del sistema mecánico de agitación, para la recolección de gas y el último para la introducción de los electrodos necesarios para el registro de algunos parámetros fisicoquímicos.

Debido a que las burbujas de gas producidas en la cama de lodos arrastran sólidos y pueden provocar la formación de natas, o hacer flotar parte de la cama, se instaló un sistema de agitación; además de que en un estudio previo (González Ugalde, 1988) se comprobó que una ligera agitación de la cama de lodos favorece la formación de un lodo con buenas características de sedimentabilidad y compactación.

FIG. 4.1 REACTOR EMPLEADO EN LA EXPERIMENTACION



El sistema de agitación consta de un eje de acero galvanizado, sobre el cual están soportadas una serie de paletas de plástico. El agitador es accionado por un motorreductor que opera a una velocidad de 5 rpm, esto con el fin de inducir un movimiento evitando la formación de turbulencia.

4.2. Arreglo experimental.

La siguiente descripción hará referencia al diagrama 4.2. La alimentación del reactor se realizó con lodos de purga provenientes de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria; éstos se alimentaron en forma continua y a una concentración constante mediante el tanque de alimentación TA. Dicho tanque cuenta con un sistema magnético de agitación, con el cual se mantuvo homogénea la alimentación, pero teniendo el cuidado de evitar la aireación de la misma.

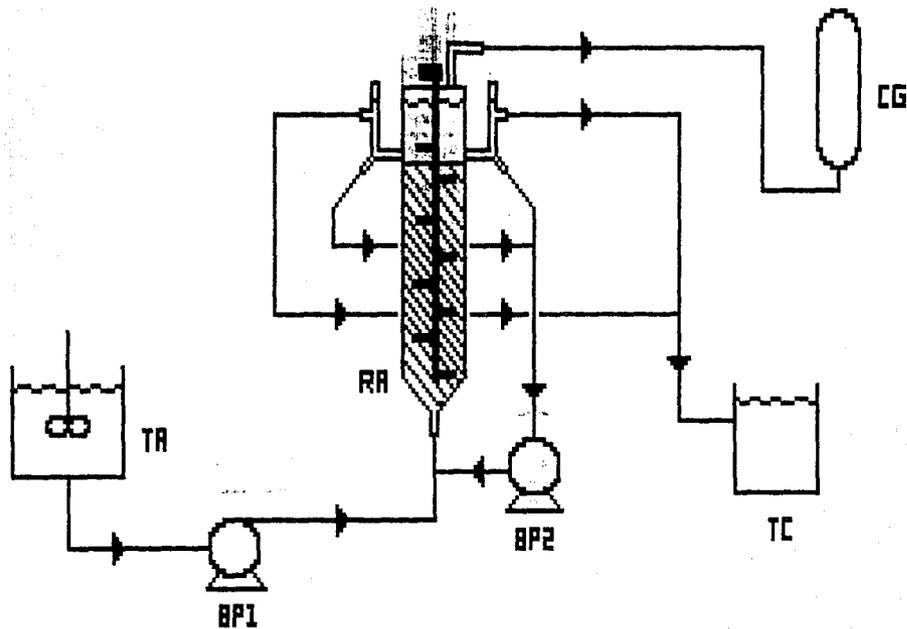
Del tanque TA los lodos son alimentados al reactor mediante la bomba BP1; ésta es una bomba peristáltica Masterflex ColeParmer, la cual permite el manejo de gastos pequeños.

El reactor RA posee 2 corrientes efluentes y una recirculación; ésta última solo se utilizó en las corridas 3, 4, 5 y 6. Se tomó de la parte inferior de los brazos laterales y está formada por los mismos lodos con que el reactor se llena; éstos son transportados por la bomba BP2, la cual también es una bomba peristáltica Masterflex ColeParmer. La bomba BP2 lleva a los lodos hasta la base del RA, donde son mezclados con la corriente de alimentación y reintroducidos al reactor. La recirculación tiene como finalidad el poder controlar la velocidad ascendente dentro del reactor independientemente del gasto de alimentación.

La primera corriente efluente, parte de las salidas superiores de los brazos laterales del RA y consta del efluente del reactor, el cual por gravedad es colectado en el tanque TC.

La segunda corriente efluente del reactor, surge de su parte superior y está compuesta únicamente por biogás, el cual es recibido y cuantificado en el colector CG. Este consta de una

FIG. 4.2 PROCESO DE PRODUCCION DE INOCULO ANAEROBIO



probeta graduada de 1 litro de capacidad, que se coloca invertida y llena de agua dentro de otro recipiente también con agua para formar un sello hidráulico y así, poder cuantificar el gas midiendo el desplazamiento de líquido.

Todo el sistema descrito se instaló en el interior de un cuarto de temperatura controlada, cuya temperatura promedio fue de 35°C.

4.3. Parámetros experimentales determinados.

Los análisis realizados durante la fase experimental fueron aplicados tanto a los influentes como a los efluentes y se presentan en la tabla 4.1. indicando además la frecuencia con la que se llevaron a cabo.

Adicionalmente al final de cada corrida se determinaron los parámetros presentados en la tabla 4.2. sobre los lodos finales obtenidos.

TABLA 4.1. PARAMETROS EXPERIMENTALES

PARAMETRO	ABREVIATURA	FRECUENCIA (VECES/SEMANA)
SOLIDOS TOTALES	STT	5
SOLIDOS TOTALES FIJOS	STF	5
SOLIDOS TOTALES VOLATILES	STV	5
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES	SST	5
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS	SSF	5
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES	SSV	5
DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (TOTAL)	DQOT	5
DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (SOLUBLE)	DQOS	5
ALCALINIDAD	ALC.	5
pH	pH	5
POTENCIAL DE OXIDO REDUCCION	ORP	5
PRODUCCION DE BIODIGAS	P. Gas	7
CUANTIFICACION DE METANO	%CH ₄	5

TABLA 4.2. PARAMETROS EXPERIMENTALES DE FIN DE CORRIDA.

PARAMETRO	ABREVIATURA
SOLIDOS TOTALES	STT
SOLIDOS TOTALES FIJOS	STF
SOLIDOS TOTALES VOLATILES	STV
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES	SST
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS	SSF
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES	SSV
INDICE VOLUMETRICO DE LODOS	IVL
VELOCIDAD DE SEDIMENTACION	V sed.
pH	pH

4.4. Técnicas analíticas.

Las técnicas analíticas utilizadas durante la experimentación se basaron en "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (APHA, 1980). Estas se describen a continuación.

Sólidos.

Esta prueba es una determinación gravimétrica de la concentración de la materia que permanece como residuo al evaporar y secar muestras de sólidos solubles o en suspensión.

Estos se realizaron en sus tres tipos (totales, fijos y volátiles). Los sólidos totales representan la totalidad del material suspendido y disuelto que contiene el agua. La determinación de éstos se realizó evaporando muestras de 25 ml a una temperatura de 103°C ; la fracción fija (inorgánica) fue calculada con el procedimiento de combustión en mufla a una temperatura de 550°C . Los sólidos totales volátiles fueron determinados por diferencia.

Los sólidos suspendidos totales se determinaron por filtración utilizando filtros de fibra de vidrio Whatman GF/A y sometidos a secado a 103°C .

Los sólidos suspendidos volátiles cuantifican la materia orgánica en los SST y representan una forma sencilla y rápida de medir la cantidad aproximada de microorganismos. Su determinación se realizó por pérdida de peso al someter los SST a una temperatura de 550°C .

Demanda Química de Oxígeno (DQO).

La DQO es una medida de la cantidad de materia orgánica susceptible de ser oxidada, sea o no biodegradable.

La determinación de este parámetro se llevó a cabo mediante la técnica de oxidación con dicromato de potasio realizando análisis para las fracciones total y soluble de las muestras.

Alcalinidad.

La alcalinidad se debe principalmente a la presencia de ácidos débiles y sus sales, las cuales forman soluciones amortiguadoras que mantienen el pH cercano a la neutralidad, permitiendo así, soportar cargas ácidas.

Para esta prueba se utilizaron muestras de 50 ml, las cuales fueron tituladas con una solución valorada de ácido sulfúrico 0.02 N, usando un potenciómetro para determinar el punto de inflexión de la curva, el cual se encuentra a $\text{pH} = 4.3$. La muestra para pH y alcalinidad del efluente fue tomada en el recipiente que lo recolectaba.

Producción de Biogás.

La producción de gas se determinó midiendo el nivel de agua desplazado de una columna de líquido.

A causa de la necesidad de introducir un electrodo en la cama de lodos para determinar su pH y potencial de oxidación-reducción, el reactor tuvo que ser destapado diariamente, por lo que la producción de gas se midió diariamente partiendo de la presión atmosférica.

Análisis de Biogás.

Para determinar la composición del biogás y específicamente el contenido de metano en el mismo, se utilizó un cromatógrafo con detector de conductividad térmica (Fisher Gas Partitioner model 1200) de doble columna.

Las determinaciones se realizaron usando ambas columnas. La primera de ellas es del tipo Poropak Q y la segunda es malla molecular 5A, ésta última separa el nitrógeno del oxígeno ya que la primera no lo hace.

La determinación de este parámetro se llevó a cabo mediante la técnica de oxidación con dicromato de potasio realizando análisis para las fracciones total y soluble de las muestras.

Alcalinidad.

La alcalinidad se debe principalmente a la presencia de ácidos débiles y sus sales, las cuales forman soluciones amortiguadoras que mantienen el pH cercano a la neutralidad, permitiendo así, soportar cargas ácidas.

Para esta prueba se utilizaron muestras de 50 ml, las cuales fueron tituladas con una solución valorada de ácido sulfúrico 0.02 N, usando un potenciómetro para determinar el punto de inflexión de la curva, el cual se encuentra a $\text{pH} = 4.3$. La muestra para pH y alcalinidad del efluente fue tomada en el recipiente que lo recolectaba.

Producción de Biogás.

La producción de gas se determinó midiendo el nivel de agua desplazado de una columna de líquido.

A causa de la necesidad de introducir un electrodo en la cama de lodos para determinar su pH y potencial de óxido-reducción, el reactor tuvo que ser destapado diariamente, por lo que la producción de gas se midió diariamente partiendo de la presión atmosférica.

Análisis de Biogás.

Para determinar la composición del biogás y específicamente el contenido de metano en el mismo, se utilizó un cromatógrafo con detector de conductividad térmica (Fisher Gas Partitioner model 1200) de doble columna.

Las determinaciones se realizaron usando ambas columnas. La primera de ellas es del tipo Poropak Q y la segunda es malla molecular 5A, ésta última separa el nitrógeno del oxígeno ya que la primera no lo hace.

El cromatógrafo operó bajo las siguientes condiciones:

Gas acarreador	Helio
Flujo de gas acarreador	25 ml/min
Temperatura de la columna	50°C
Temperatura del Inyector	120-130°C
Corriente del puente	150 mA
Atenuador	4
Volumen de muestra	0.5 ml

Indice Volumétrico de Lodos.

Esta prueba se realizó utilizando una probeta de 250 ml y dos diluciones diferentes para cada muestra de lodo, que fueron 1:10 y 1:5. Para ésta prueba la muestra se homogeniza y después se deja reposar durante 30 minutos, obteniendo el valor como:

$$IVL = \frac{\text{ml de volumen ocupado por los lodos después de 30 min.}}{\text{Sólidos suspendidos totales de los lodos en la probeta}}$$

Velocidad de Sedimentación ($V_{sed_{III}}$)

Este parámetro se obtiene paralelamente a la determinación del IVL; para ello, se obtienen parejas de datos de volumen de lodos sedimentados y de tiempo, con un intervalo de un minuto entre cada medición.

Las parejas de datos así obtenidos se grafican y se determina el punto en donde la curva posea la pendiente mayor; el valor de dicha pendiente corresponderá al de la velocidad de sedimentación frenada o velocidad de sedimentación tipo III para la dilución utilizada, expresada en cm^3/min . Para obtenerlo en cm^2/min , bastará dividirlo entre la sección transversal de la probeta utilizada, que en este caso fue de 9.8 cm^2 .

4.5 Descripción de la fase experimental.

La fase experimental fue dividida en 6 etapas a las cuales en adelante se les denominará corridas.

Los reactores en todas las corridas fueron alimentados con lodos activados provenientes de la caja de recirculación de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria partiendo del reactor vacío.

Se procuró que la concentración de la alimentación fuera constante; por lo que los lodos fueron concentrados o diluidos según las necesidades. En el caso de requerir dilución, ésta se realizó con agua proveniente del desarenador de la planta de tratamiento (agua bruta).

Las dos primeras corridas fueron realizadas sin recirculación, mientras que en las restantes ésta se utilizó con el fin de variar la velocidad ascendente sin tener que modificar la carga orgánica.

La duración de la experimentación programada para las cuatro primeras corridas fue de 35 días, pero en la primera de ellas debido a un problema operacional sólo duró 28; en el caso de las corridas 5 y 6, la experimentación se prolongó a 60 días buscando con ello una mayor maduración en los lodos.

En la sexta corrida se introdujo una variable más; ésta fue el suministrar en la alimentación del reactor además de los lodos activados, una mezcla de melaza y vinaza (subproductos del proceso de refinación de azúcar de caña y la producción de alcohol) en proporciones tales que aportaran cada una el 50% del total de la DQO. A esta mezcla se le denominará en adelante "sustrato".

El sustrato tenía una DQO total de 58 g/l; por lo tanto, para ser alimentado al reactor fue sometido a una serie de diluciones con agua destilada, que estaban en función de la

biomasa contenida en el reactor, procurando con ello mantener una carga másica lo más constante posible, y permitir así la adaptación de los lodos al sustrato.

El criterio para determinar dichas diluciones, fue alimentar una carga de 0.5 g DQO/g SSV*d que es la recomendada para reactores en etapa de arranque.

Con base en los resultados de las corridas anteriores se consideró un contenido de SSV de 23g cuando el reactor estuviese lleno y asociando a este momento con una altura del lecho de lodos de 72 cm. A partir de estos datos, las diluciones se realizaban basándose en la altura del lecho de lodos.

Los detalles teóricos de operación de cada una de las corridas se muestran en la tabla 4.3.

TABLA 4.3. CARACTERISTICAS DE LAS CORRIDAS

CORRIDA No.	DURACION (DIAS)	CARACTERISTICAS	GASTO DE ALIMENTACION (ml/min)	GASTO DE RECIRCULACION (ml/min)	CARGA ORGANICA (gSST/d)	TRH (DIAS)	U. Asc. (m/h)
1	28	S/RECIRCULACION	3.0	-----	1.44	1	0.0241
2	35	S/RECIRCULACION	1.5	-----	1.44	2	0.0121
3	35	C/RECIRCULACION	1.5	35.5	1.44	2	0.30
4	35	C/RECIRCULACION	1.5	17.5	1.44	2	0.15
5	60	C/RECIRCULACION	1.5	35.5	0.72	2	0.30
6 *	60	C/RECIRCULACION	1.5	35.5	0.72	2	0.30

* CON SUSTRATO.

5. RESULTADOS

A continuación se presentan los resultados experimentales de cada una de las corridas realizadas. En el apéndice A se localizan las tablas con los datos obtenidos para cada parámetro estudiado.

5.1. Corrida No. 1.

Las condiciones de operación teóricas para esta corrida fueron las siguientes:

Duración:	35 días.
Gasto de alimentación:	3.0 ml/min
Carga orgánica:	1.44 gSST/ld
TRH:	1.0 día
V. ascendente:	0.024 m/h
Sin recirculación.	

Esta corrida sólo duró 28 días debido a que en el día 27 de operación se presentó un desalojo accidental de casi el 40% de los lodos contenidos en el reactor, provocado por la ruptura de la manguera de alimentación.

5.1.1 Comportamiento del reactor.

- Sólidos totales y suspendidos.

De acuerdo con las condiciones de operación fijadas para esta corrida, se pretendió mantener una carga orgánica constante de 1.44 gSST/l*d, para lo cual era necesario operar con una alimentación al reactor cuya concentración de SST fuera 1.5 g/l.

En el apéndice A, tabla A1 puede verse que el valor promedio de este parámetro en el influente fue 1.562 g/l, por lo tanto, la carga orgánica real promedio fue 1.5 gSST/l*d; es decir, 9.7% mayor a la deseada.

Por otro lado, se observó que de la cantidad total de sólidos alimentados al reactor, el 83.9 % pertenecía a la fracción

suspendida y el 14.1% restante a la porción soluble, mientras que en el efluente, las fracciones fueron 58 y 42% respectivamente.

Finalmente puede verse que en la alimentación, la fracción de SSV fue en promedio de 78.17% con respecto a los SST, mientras que en el lodo purgado del reactor al finalizar la corrida, la fracción fue de 73.26%; ésto implica que a su paso por el reactor, los lodos sufrieron una mineralización del 6.3%.

- pH.

Los valores obtenidos de este parámetro fueron graficados para facilitar su análisis y se muestran en la figura 5.1.

El pH del influente presentó un comportamiento relativamente estable, excepto durante los días 11 a 14, su valor promedio fue de 7.31 (tabla A1), es decir, prácticamente neutro.

Por lo que respecta al efluente, su valor promedio fue 7.8 (tabla A2). Este valor se encuentra dentro del intervalo de pH recomendado para una buena operación (6.2 - 7.8) pero fuera del intervalo óptimo (7.0 - 7.2). Como se mencionó, el pH y la alcalinidad fueron determinadas en el efluente tomado del recipiente recolector, y no del tubo de salida del reactor.

- Alcalinidad.

El comportamiento de este parámetro está graficado en la figura 5.2 tanto para el influente como para el efluente.

Al respecto puede observarse que a partir del noveno día de operación, se presentó un incremento considerable en el valor de la alcalinidad del efluente, pudiendo considerarse como el periodo de aclimatación del sistema a la anaerobiosis. Después de ese día la alcalinidad en términos generales mantuvo un comportamiento ascendente, hasta alrededor del día 20, que parece estabilizarse.

Observando los valores promedio a la entrada y salida del sistema (tablas A1 y A2), se encuentra que hubo un incremento de 70.1% en la alcalinidad; ésto es indicativo de un correcto desempeño del reactor.

FIGURA 5.1 COMPORTAMIENTO DE pH

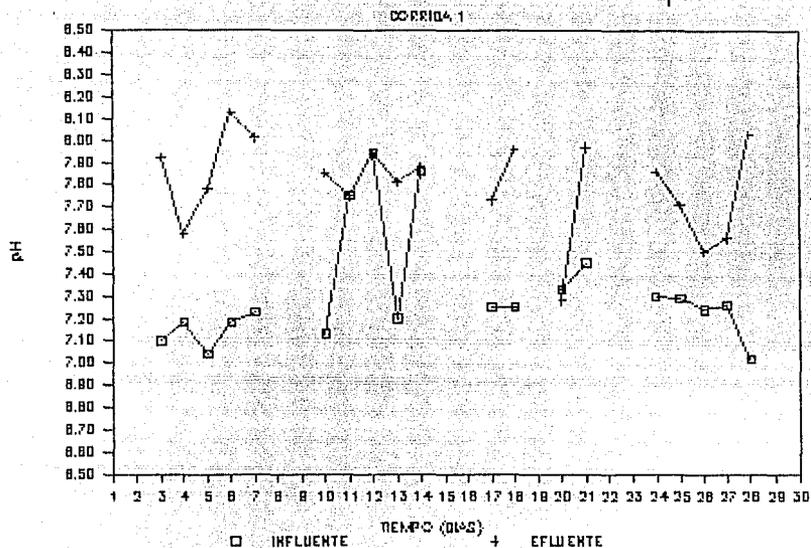
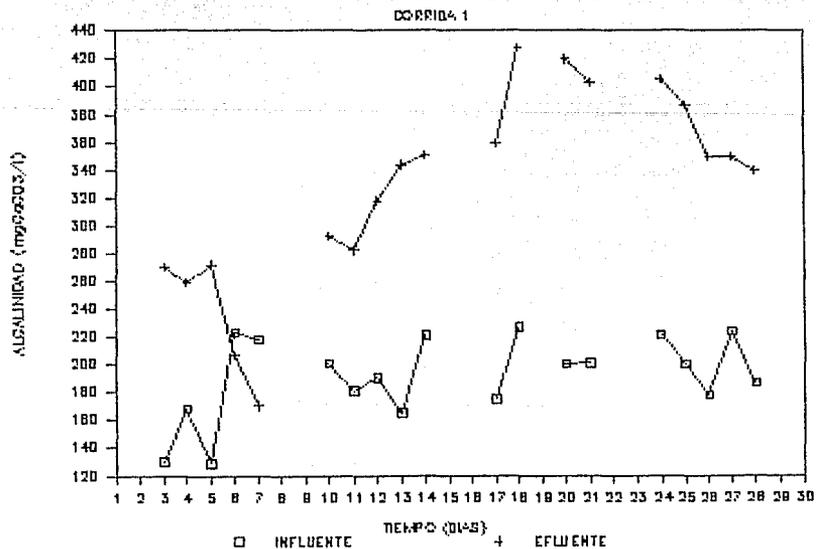


FIG. 5.2 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD



- Demanda química de oxígeno (DQO).

A éste respecto, partiendo de los valores de DQO de la tabla B2 (Apéndice B) se tiene que la remoción global de materia orgánica realizada por el reactor fue de 45.3%.

La principal aportación de DQO fue realizada por la porción suspendida con un 63.72%, mientras que el 36.28% restante fue aportada por la porción soluble.

Es interesante observar que en el influente, la DQOs significó el 36.28% de la DQOt, mientras que en el efluente aumentó hasta el 56.81%; ésto puede explicarse considerando la hidrólisis que sufre la materia orgánica dentro del reactor durante el proceso de digestión y que como resultado de ésta, una parte de la materia orgánica ya soluble es arrastrada por el efluente. En las figuras 5.3 y 5.4 se muestra el comportamiento de las DQOt y DQOs respectivamente.

- Producción de biogás.

En esta corrida el gas producido se trató de cuantificar por medio de un medidor electrónico, pero ésto no fue posible por problemas técnicos con dicho instrumento y por lo tanto no pudo conocerse el perfil de producción de gas durante la corrida. Dada esta circunstancia, sólo se puede comentar que la aparición de las primeras burbujas de gas se presentó a partir del cuarto día de operación, sin embargo, la producción de gas fue capaz de levantar presión dentro del reactor hasta el séptimo día de operación, provocando inclusive la flotación de una porción del lecho de lodos.

A pesar de no haber cuantificado la producción de biogás, la determinación del contenido de metano en el mismo, sí fue llevada a cabo, encontrándose un valor máximo de 68.4% (tabla A2).

FIG. 5.3 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

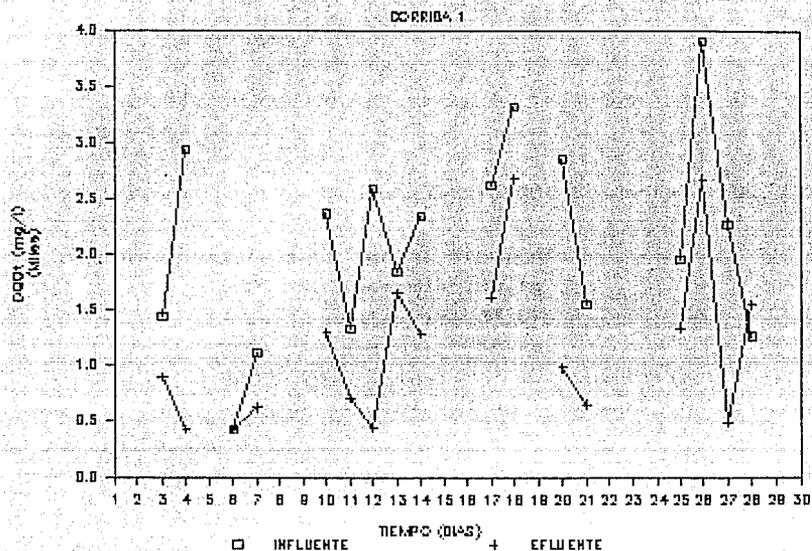
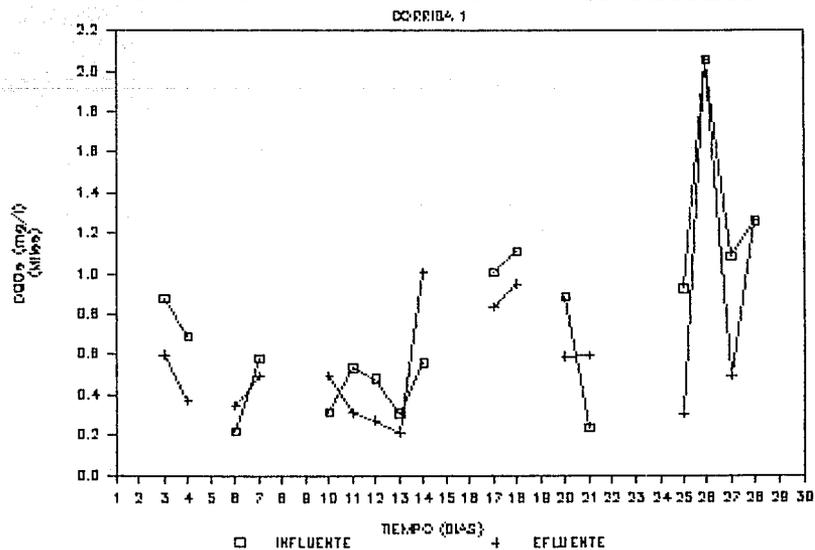


FIG. 5.4 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE



- Balance de DQO.

El balance de DQO se realizó basándose en la siguiente ecuación:

$$DQOt(\text{Influente}) = DQOt(\text{Acumulada}) + DQOt(\text{Efluente}) + DQOt(\text{Degradada})$$

El resultado del balance fue el siguiente:

$$DQOt(\text{Influente}) = 156.1g$$

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 34.07g$$

$$DQOt(\text{efluente}) = 85.4g$$

$DQOt(\text{Degradada}) = \text{No se cuantifico, debido al problema mencionado en la medición de la producción de metano; y por lo tanto:}$

$$156.1g \quad \neq \quad 119.474g$$

$$100 \% \quad \neq \quad 76.53 \%$$

El balance de DQO no ajusta, y esto es atribuible principalmente a que no se tienen los datos de la DQO degradada.

La metodología y los cálculos correspondientes al balance de DQO se encuentran en el apéndice B.

- Características de los lodos finales.

Al finalizar la corrida se obtuvieron 3 litros de lodos acumulados en el reactor y que presentaron las siguientes características:

$$SST = 11.073 \text{ g/l}$$

$$SSF = 2.960 \text{ g/l}$$

$$SSV = 8.113 \text{ g/l}$$

$$\% \text{ Volátiles} = 73.3 \%$$

$$IVL = 72 \text{ ml/g}$$

$$V_{sed. III} = 1.49 \text{ m/h}$$

5.2. Corrida No. 2.

Las condiciones de operación teóricas para ésta corrida fueron las siguientes:

Duración:	30 días.
Gasto de alimentación:	1.5 ml/min.
Carga orgánica:	1.44 gSST/ld.
TRH:	2.0 días.
V. ascendente:	0.0121 m/h.

En esta corrida no se uso recirculación.

5.2.1 Comportamiento del reactor.

- Sólidos totales y suspendidos.

En la tabla A3 del apéndice A puede observarse que el promedio de los SST en el influente fue 2.735 g/l y por lo tanto la carga orgánica promedio fue 1.313 gSST/1*d. Dado que el valor teórico era 1.44 gSST/1*d, se tiene que el reactor operó con una carga orgánica 8.82% menor a la deseada.

Del total de sólidos que ingresaron al reactor, 81.20% lo hicieron en forma suspendida, mientras que sólo 18.8% en forma soluble. Para el efluente los porcentajes fueron 45.0 y 55.0 respectivamente.

La porción de SSV con respecto a los SST, fue en promedio para el influente de 75.65%, mientras que para los lodos purgados al final de la corrida fue de 70%; es decir, que la mineralización lograda en este lodo fue de 7.4%.

- pH.

En la figura 5.5 se han graficado los datos obtenidos de este parámetro para el influente y efluente.

Se puede ver así, un comportamiento estable en el influente, ya que los valores fluctúan prácticamente dentro del intervalo 7.0-7.5; el valor promedio obtenido fue 7.24.

Por su parte, el efluente mostró un comportamiento similar al del influente pero a valores mayores (8.0-8.4) teniendo un valor promedio de 8.2. Estos valores son superiores a los recomendados para el proceso de digestión anaerobia; sin embargo es importante mencionar que los muestreos se realizaron en el deposito colector de efluente donde éste había reposado por varias horas, lo cual pudo haber causado un aumento en el pH debido a pérdidas de CO₂ disuelto.

- Alcalinidad.

La figura 5.6 muestra el comportamiento presentado por éste parámetro a lo largo de la corrida en el influente y efluente.

En el influente, salvo los días 12 y 30 de operación, el comportamiento fue estable; el valor máximo registrado fue 300 mg/l, mientras que el mínimo fue 150mg/l y su valor promedio 194.5 mg/l.

En el efluente se presentó un comportamiento general con tendencia ascendente: ésto es indicativo de que los procesos biológicos estaban llevándose a cabo adecuadamente. Sin embargo, el perfil obtenido de este parámetro hace pensar que el sistema no alcanzó su madurez y por lo tanto su equilibrio durante el tiempo que duró ésta corrida.

El incremento de alcalinidad presentado entre el influente y el efluente fue de 76.92%.

- DQO.

De los datos de la tabla A3 se puede observar que de la DQO alimentada, el 80.55% ingresó al reactor en forma suspendida y el 19.45% en forma soluble.

Por su parte la DQO que abandonó el reactor, lo hizo en forma suspendida en 59.67% y en forma soluble en 40.33%.

FIGURA 5.5 COMPORTAMIENTO DE pH

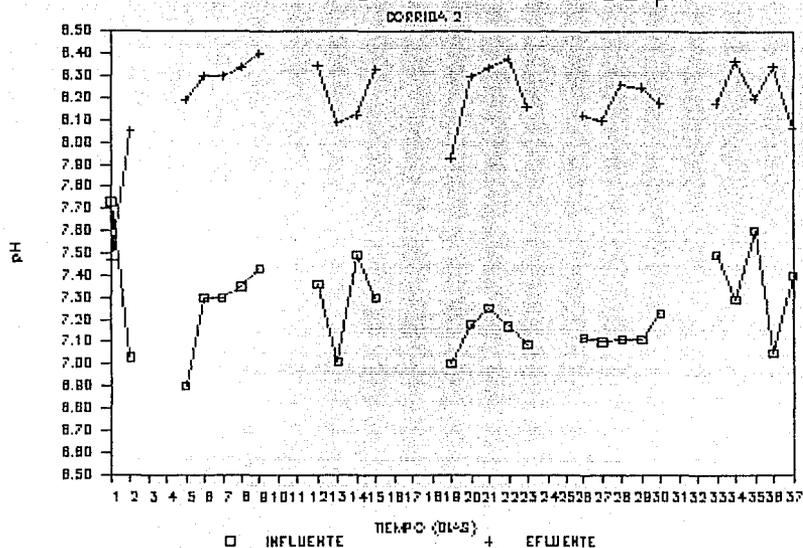


FIG. 5.6 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD

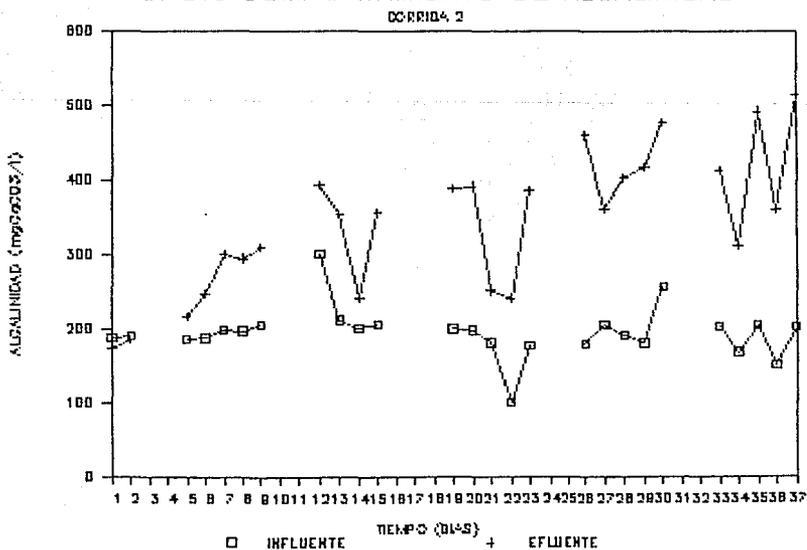


FIG. 5.7 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

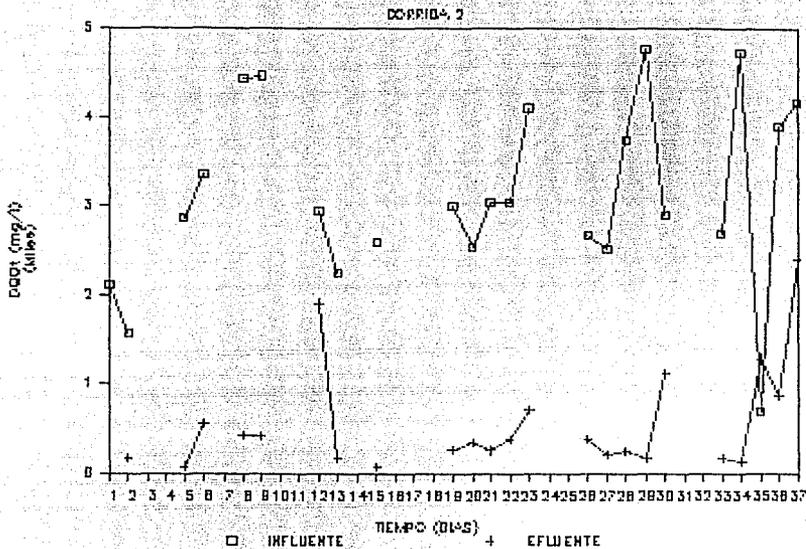
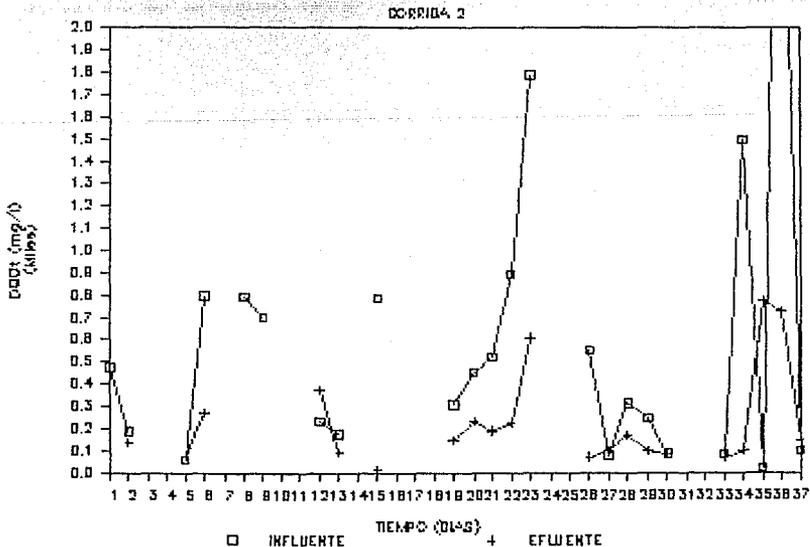


FIG. 5.8 COMPORTAMIENTO DE DQO SOL.



Por otro lado, de los datos de balance de DQO de la tabla B4 se tiene que la remoción total de DQO fue de 83.08%.

Las figuras 5.7 y 5.8 muestran el comportamiento de la DQO en el influente y efluente.

- Producción de biogás.

A partir de esta corrida se utilizó un sistema de desplazamiento de líquido para cuantificar el gas producido por el reactor.

La evolución en la producción de biogás puede observarse en la figura 5.9, en donde se muestra la producción acumulada del mismo, graficada con respecto al tiempo de duración de la corrida.

Como se observa en dicha gráfica, la producción de biogás comenzó en el noveno día de operación del reactor, alcanzando un volumen final de 11.03 litros (TPN) en el día 37. La producción promedio por día fue de 0.38 litros.

El porcentaje máximo de metano registrado en el biogás fue de 58%.

La cantidad total de metano producido durante la corrida fue de 3.466 g (tabla B3).

- Balance de DQO.

Los resultados del balance para esta corrida fueron:

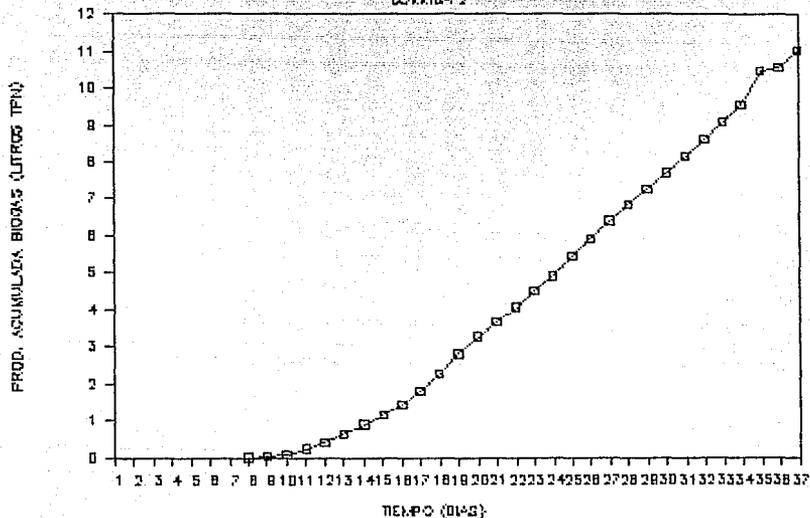
DQOt (Influente)= 162.39g
DQOt (Efluente) = 27.47g
DQOt (Acumulada)= 60.31g
DQOt (Degradada)= 13.87g

por lo tanto:

162.39g	≠	101.65g
100 %	≠	62.6 %

FIG. 5.9 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS

CURVA 2



- Características de los lodos finales.

Los lodos obtenidos al final de la corrida presentaron las siguientes características:

SST =	15.053 g/l
SSF =	4.515 g/l
SSV =	10.537 g/l
% Volátiles =	70.0 %
IVL =	74 ml/g
VsedIII =	1.83 m/h

5.3 Corrida No. 3.

A partir de esta corrida, se instaló en el reactor el sistema de recirculación.

Las condiciones de operación teóricas para esta corrida fueron las siguientes:

Duración:	30 días
Gasto de alimentación:	1.5 ml/min
Carga orgánica:	1.44 gSST/ld
TRH :	2.0 días
V. ascendente:	0.30 m/h
Gasto de recirculación:	35.5 ml/min.

5.3.1 Comportamiento del reactor.

- Sólidos totales y suspendidos.

De los resultados registrados en la tabla A5, se tiene que el promedio de los SST que ingresaron diariamente al reactor fue 3.203 g/l y por lo tanto la carga orgánica promedio fue 1.54 gSST/1*d, es decir, 6.9 % superior a la deseada.

La porción suspendida correspondió al 87.20% del total de los sólidos que ingresaron al reactor durante toda la corrida, mientras la porción soluble correspondió al 12.8% restante.

Por su parte, el efluente mostró porcentajes de 74.62 y 25.38 para las porciones suspendidas y solubles respectivamente.

La porción de SSV con respecto a los SST, fue en promedio de 74.2 % para el influente mientras que para el lodo obtenido al final de la corrida fue 70.86%; esto significa que existió una mineralización de 4.5 %.

- pH y ORP.

A partir de esta corrida comenzó a medirse el pH de los lodos del interior del reactor así como su potencial de óxido reducción (ORP). El comportamiento del pH de los lodos, influente y efluente se muestra en la figura 5.10.

En esta corrida se presentaron pH relativamente altos en el influente durante la fase inicial de la corrida, pero se normalizaron por el día 12 de operación dando un valor de pH promedio para toda la corrida de 7.38.

El efluente mostró un perfil similar al del influente pero con un pH promedio de 8.05, aunque alcanzó un valor máximo de 8.49 y uno mínimo de 7.6.

Al igual que en las corridas anteriores éstos valores de pH están fuera del intervalo recomendado; sin embargo, como se aprecia en la figura, los lodos mantuvieron un pH estable con un valor promedio de 6.92, y éste se encuentra dentro del intervalo óptimo para estos sistemas.

El ORP por su parte, tuvo un valor promedio para toda la corrida de -75.11 mV.

- Alcalinidad.

En la figura 5.11 puede apreciarse el comportamiento estable que presentó la alcalinidad del influente a lo largo de la corrida, su valor promedio fue 216.5 mgCaCO₃/l.

FIG. 5.10 COMPORTAMIENTO DE pH

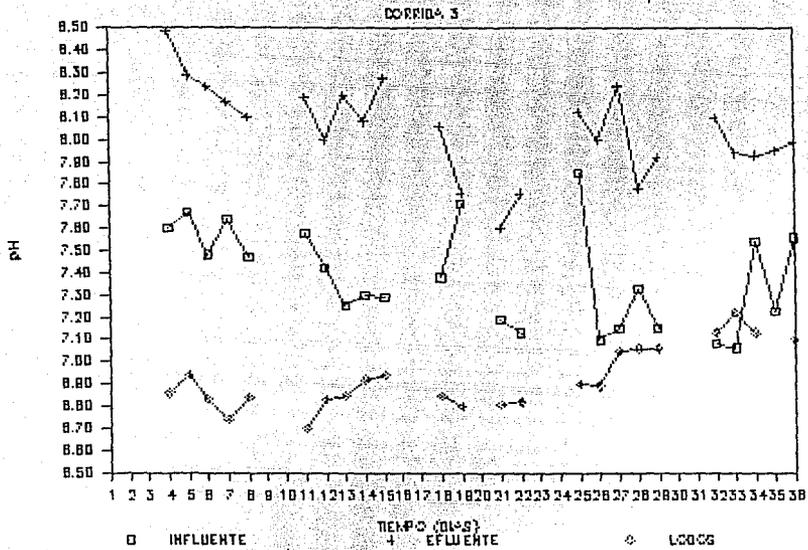
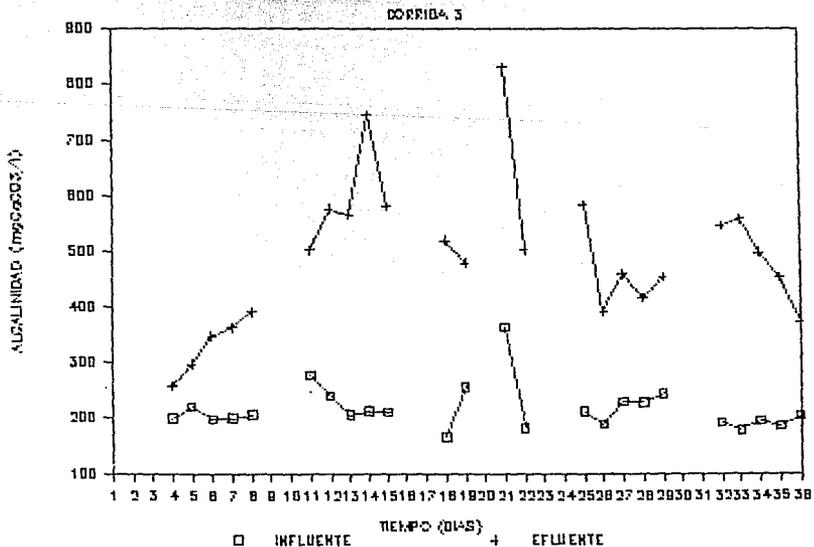


FIG. 5.11 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD



En el efluente, la alcalinidad mostró un comportamiento normal durante poco más de la primera mitad de la corrida con una tendencia ascendente; sin embargo, a partir del día 21 de operación, la tendencia se invirtió pero esto no parece haber afectado al pH del sistema. El valor promedio de la alcalinidad del efluente fue 487 mgCaCO₃/l; es decir, que presentó un incremento dentro del reactor de 124.94% en promedio.

- Demanda química de oxígeno (DQO).

En esta corrida la remoción global de DQO fue de 49.62% (tabla B6).

De los datos de las tablas A5 y A6, se puede observar que de la DQO total que ingresó al reactor, lo hizo en forma soluble en 90.17% y el 9.83% restante en forma suspendida, mientras que en el efluente las fracciones fueron 83.89% y 16.11% respectivamente.

Las figuras 5.12 y 5.13 muestran el comportamiento de la DQO en ésta corrida.

- Producción de biogás.

En ésta corrida la producción de biogás se hizo presente hasta el día 7 de operación y alcanzó un volumen total acumulado de 13.95 litros (TPN); el perfil de producción se muestra en la figura 5.14, en donde se aprecia una disminución en la producción de biogás entre los días 23 a 25. Esta se debió a una falla en el sistema de calefacción que disminuyó la temperatura hasta 28°C.

La producción promedio por día fue 0.49 litros (TPN).

El porcentaje máximo de metano en el biogás fue 66.73 %.

- Balance de DQO.

Los resultados del balance de DQO fueron:

DQQt(Influente) =	217.81 g/l
DQQt(Efluente) =	109.72 g/l
DQQt(Acumulada) =	39.10 g/l

FIG. 5.12 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

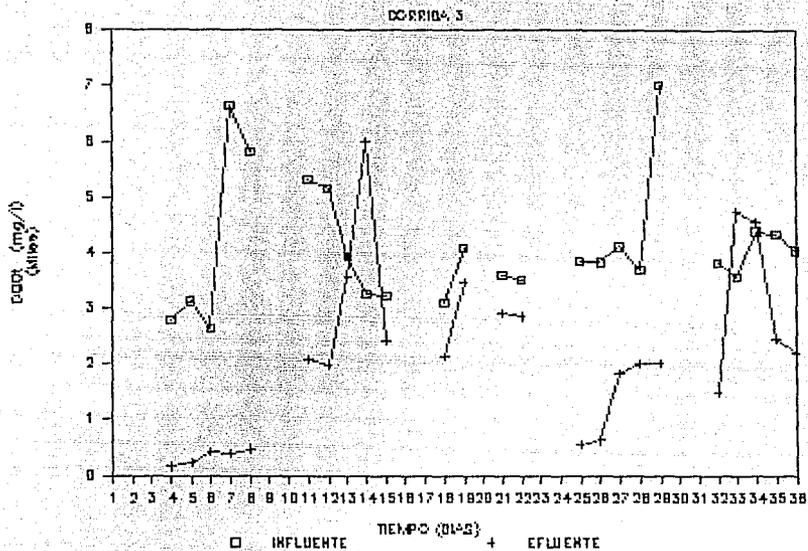


FIG. 5.13 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE

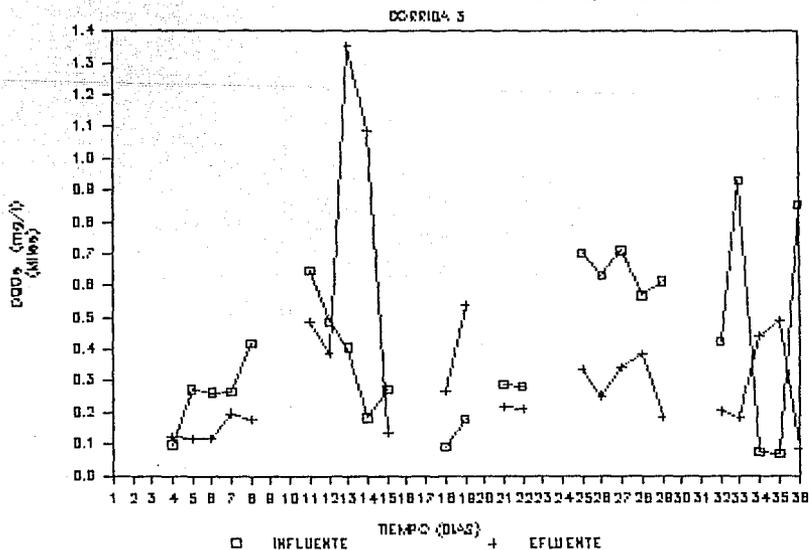
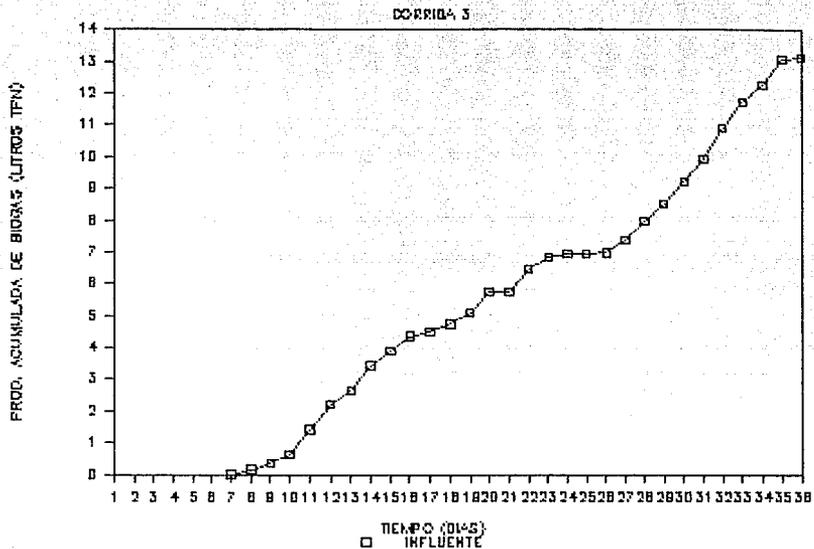


FIG.5.14 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS



DQOt(Degradada) = 26.56 g/l
por lo tanto: 217.81 g \approx 171.52 g
100% \approx 78.75%

- Características de los lodos finales.

El volumen final de lodos en ésta corrida fue de 4.225 litros con las siguientes características:

SSV = 9.13 g/l
SSF = 2.66 g/l
SSV = 6.47 g/l
% Volátiles = 70.9 %
IVL = 32.6 ml/g
Vsed_{III} = 5.51 m/h

5.4 Corrida No. 4

Las condiciones de operación teóricas para esta corrida fueron las siguientes:

Duración: 35 días.
Gasto de alimentación: 1.5 ml/min.
Gasto de recirculación: 17.5 ml/min.
Carga orgánica: 1.445.6 gSST/l
TRH : 2.0 días.
V. ascendente: 0.15 m/h.

5.4.1 Comportamiento del reactor.

- Sólidos totales y suspendidos.

Partiendo del gasto de alimentación y de los SST promedio (tabla A7) y cuyos valores son 1.32 ml/min y 2.677g/l respectivamente, se obtiene una carga orgánica promedio de 1.13

gSST/1*d; por lo tanto se determina que el reactor operó con una carga orgánica 21.5% menor a la deseada.

Del total de sólidos que ingresaron al reactor, 84.45% lo hicieron en forma suspendida y 15.55% en forma soluble, mientras que los sólidos del efluente lo abandonaron en porciones de 65.7 % y 34.3 % respectivamente.

Por otra parte, comparando la fracción volátil de los SST que ingresaron al reactor y que fue de 67.1 % con la fracción volátil presente en los lodos que se obtuvieron al final de la corrida y que fue de 68.6%, se encuentra que hubo un incremento en la fracción de volátiles de 2.23%.

- pH y ORP.

En la figura 15 puede verse que tanto influente como efluente tuvieron un comportamiento que muestra una tendencia del pH estable con valores promedio de 7.34 y 8.0 respectivamente.

Por su parte, el pH de los lodos mostró valores bajos durante los primeros días de la corrida que llegaron hasta 6.34 y posteriormente aumentaron hasta alcanzar un pH promedio de 7.33.

Por otro lado, el ORP alcanzó un valor de -366 mV; sin embargo, es importante apuntar que en esta corrida, el electrodo de medición se dejó en contacto con los lodos durante 30 minutos, mientras que en la corrida 3 este tiempo fue sólo de 10 minutos.

- Alcalinidad.

La alcalinidad del influente tuvo un comportamiento estable durante toda la corrida, con un valor promedio de 214.5 mg CaCO₃/l (Fig. 16).

Por su parte la del efluente, exhibió una tendencia ascendente durante los primeros días de la corrida, es decir, durante el periodo de aclimatación de los lodos.

FIG. 5.15 COMPORTAMIENTO DE pH

CORRIDA 4

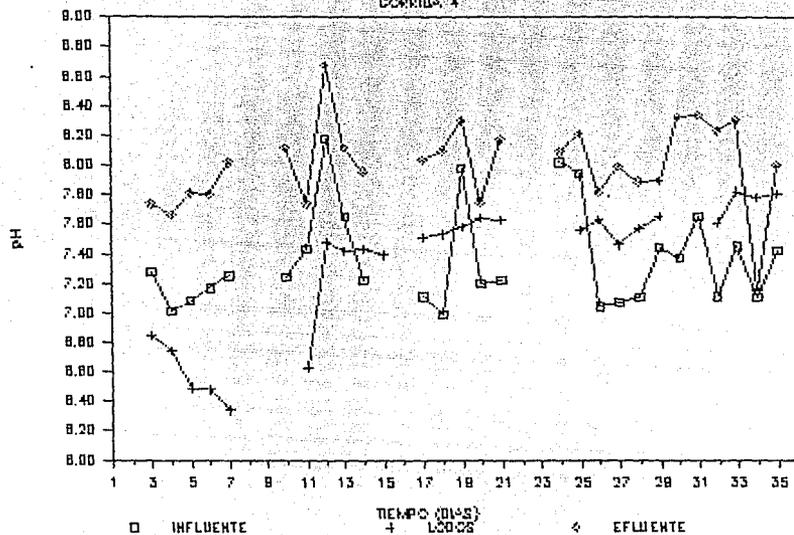
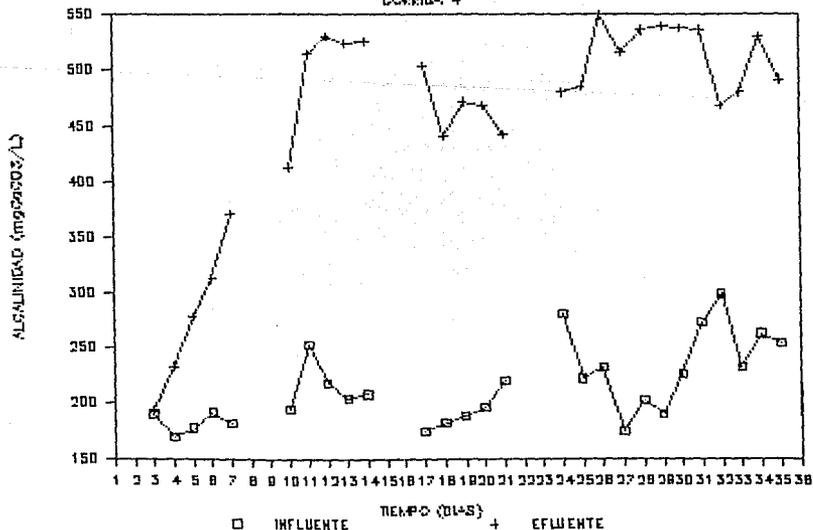


FIG. 5.16 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD

CORRIDA 4



A partir del día 10, el comportamiento fue estable y se mantuvo sobre los 500 mg CaCO₃/l. El valor promedio para toda la corrida fue 458.2 mgCaCO₃/l.

El aumento promedio de la alcalinidad a su paso por el reactor fue de 113.61%.

- Demanda química de oxígeno (DQO).

De la tabla B8, (Apendice B) se tiene que la remoción global de DQO durante esta corrida fue de 52.45%.

De la totalidad de DQO que ingresó al reactor, 80.4% lo hizo en forma suspendida y 19.6% en forma soluble, mientras que en la DQO de salida fueron 25.38% y 74.62% en forma suspendida y soluble respectivamente.

En las figuras 17 y 18 se muestra el comportamiento de éste parámetro durante la corrida.

- Producción de biogás.

La producción diaria de gas y su correspondiente contenido de CH₄, se muestran en la tabla B7 y su producción acumulada en la figura 19.

La producción total de biogás en ésta corrida fue de 12.81 litros; ésta comenzó a partir del día 9 de operación. El porcentaje máximo de contenido de metano para esta corrida fue de 62.32%.

- Balance de DQO.

Los resultados del balance de DQO fueron los siguientes:

DQOt(Influente) = 146.7 g/l
DQOt(Efluente) = 69.75 g/l
DQOt(Acumulada) = 43.75 g/l
DQOt(Degradada) = 21.16 g/l

FIG. 5.17 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

CORRIÓ. 4

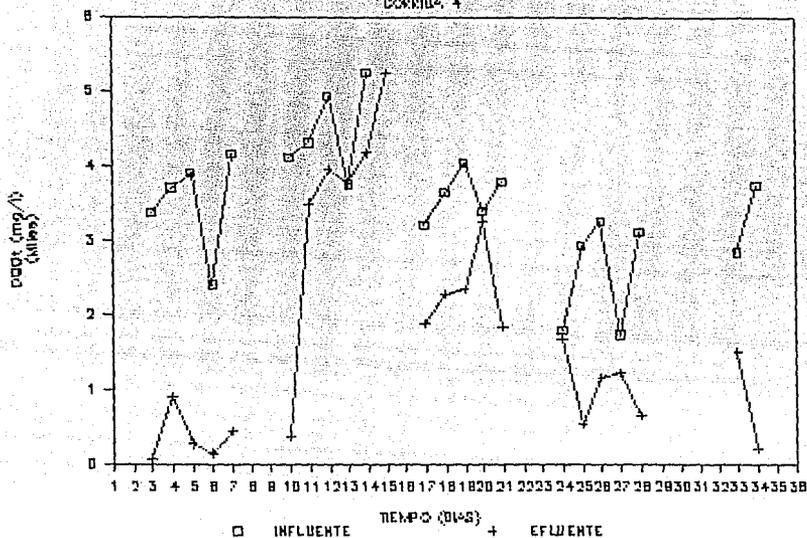


FIG. 5.18 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE

CORRIÓ. 4

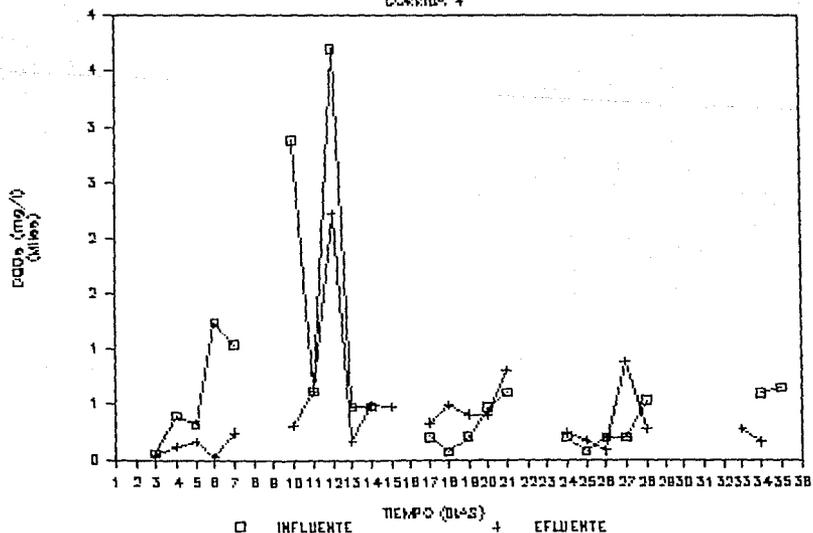
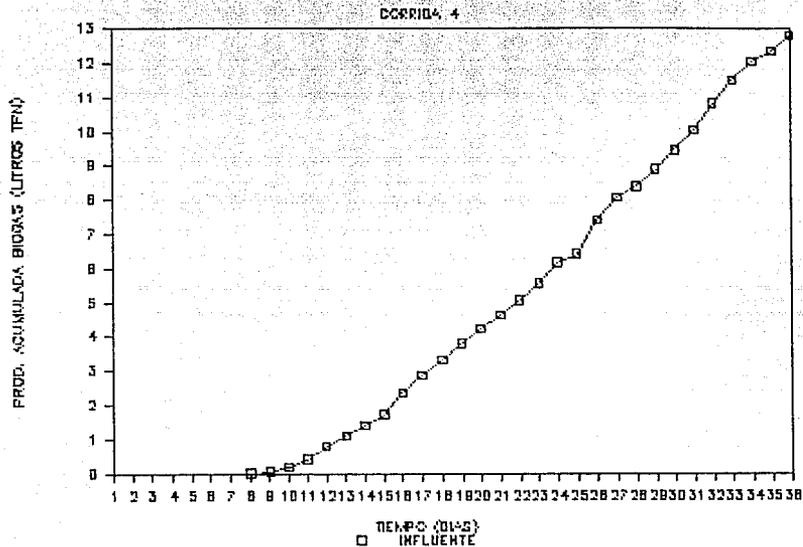


FIG.5.19 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS



y por lo tanto: 146.7 g \approx 134.66 g
 100% \approx 91.79%

- Características de los lodos finales.

Al finalizar la corrida se obtuvieron 4.350 litros de lodos con las siguientes características:

SST = 9.77 g/l.
SSF = 3.02 g/l.
SSV = 6.70 g/l.
% Volátiles = 68.6 %
IVL = 36.6 ml.
Vsed_{III} = 4.04 m/h

5.5 Corrida No. 5.

Las condiciones de operación teóricas para esta corrida fueron las siguientes:

Duración: 60 días.
Gasto alimentación: 1.5 ml/min.
Gasto recirculación: 17.5 ml/min.
Carga orgánica: 0.72 gSST/ld
TRH: 2.0 días.
V ascendente: 0.3 m/h.

5.5.1 Comportamiento del reactor.

- Sólidos totales y suspendidos.

De acuerdo con el valor de SST reportado en la tabla A9, la cantidad promedio que ingresó al reactor fue 1.548 g/l, de manera que la carga orgánica promedio para esta corrida considerando el gasto promedio de influente fue 0.728 gSST/ld que representa 1.13% de sobrecarga.

Los sólidos alimentados al reactor pertenecían a la porción suspendida en 84.88% y a la porción soluble en 15.12%, mientras que el efluente estaba formado por 51.62% de sólidos suspendidos y 48.38 % de sólidos solubles.

En la alimentación promedio del reactor se tuvo una fracción volátil de sólidos suspendidos de 74.4 %, mientras que en los lodos que se obtuvieron al finalizar la corrida, la fracción volátil fue de 73.% ; es decir, se obtuvo una mineralización de 1.88 %.

-pH y ORP.

En esta corrida, el comportamiento del influente puede considerarse normal y estable en general, ya que presentó un valor promedio de 7.5; por su parte, el influente exhibió valores altos durante los primeros 30 días y disminuyó un poco posteriormente, manteniéndose alrededor de un pH=8; el valor promedio de toda la corrida fue 8.13.

En la cama de lodos se mantuvo un pH entre 7.0 y 7.2 durante los primeros 20 días para posteriormente aumentar y mantenerse en términos generales en 7.8. Su valor promedio durante la corrida fue de 7.56.

Es de llamar la atención, que por primera vez en estas corridas, el pH del efluente fue muy cercano al de los lodos; ésto se presentó a partir del día 35 de operación.

Lo anterior hace pensar que se requiere de periodos de tiempo mayores a los experimentados para que el sistema alcance su equilibrio

El ORP por su parte, se mantuvo en promedio en -354.8 mV , siguiendo las condiciones de medición aplicadas durante la corrida 4.

FIG. 5.20 COMPORTAMIENTO DE pH

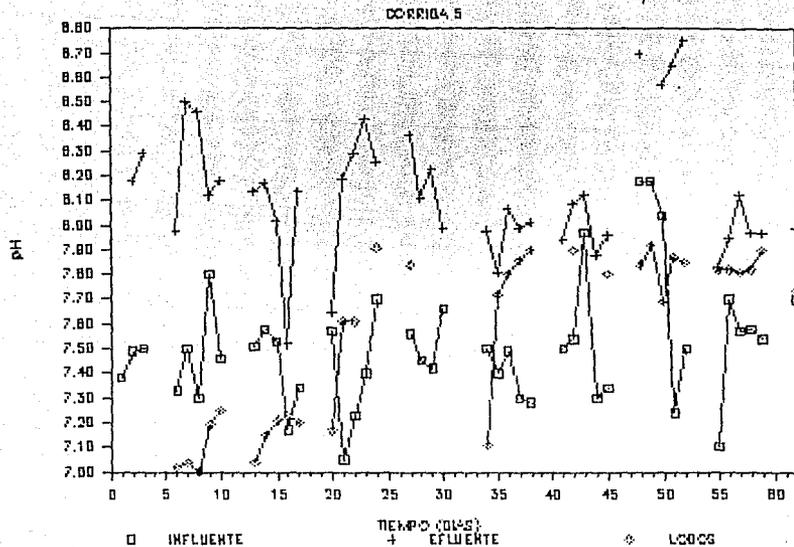
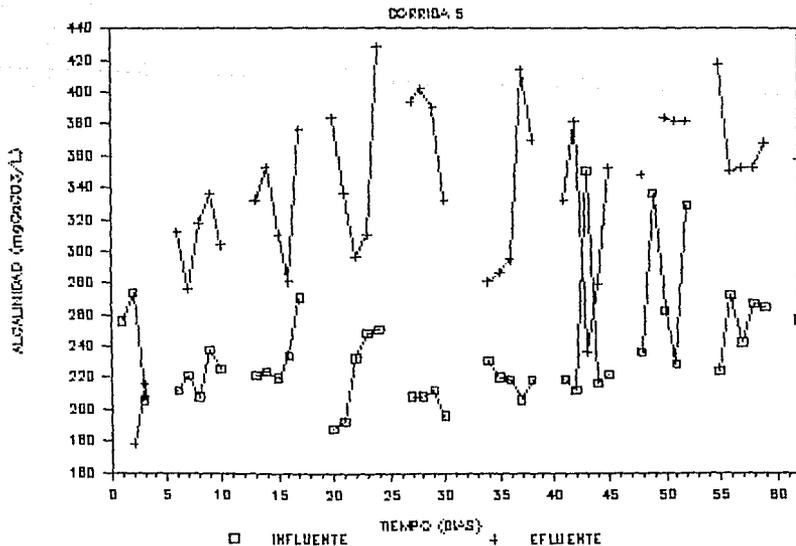


FIG. 5.21 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD



- Alcalinidad.

La figura 21 muestra un perfil de alcalinidad del influente con un comportamiento normal salvo una ligera variación presentada entre los días 42 y 50; su valor promedio fue de 336.09 mgCaCO₃/l lo que representa un incremento de 70% con respecto al influente.

- Demanda química de oxígeno (DQO).

De los resultados de la tabla B10 (Apéndice B) se observa que la remoción global de DQO en esta corrida fue de 44.82%.

La principal aportación a la DQO de ingresó al reactor la realizó la porción suspendida con 85.1 % y el 14.9% restante lo aportó la porción soluble, mientras que en el efluente las proporciones fueron de 74.9 % y 25.1 % respectivamente.

- Producción de biogás.

Como puede apreciarse en la figura 24 y en la tabla B9, la producción de biogás tuvo un rápido comienzo que arrancó desde el tercer día de operación; sin embargo, ésta se mantuvo a un ritmo de incremento lento durante los primeros 35 días en donde apenas alcanzó un volumen de poco más de 2 litros. A partir del día 35, la producción aumentó considerablemente, pero sólo alcanzó un volumen total de 7.56 litros (TPN).

Para esta corrida, el contenido máximo de metano en el biogás fue 74.4%.

FIG. 5.22 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

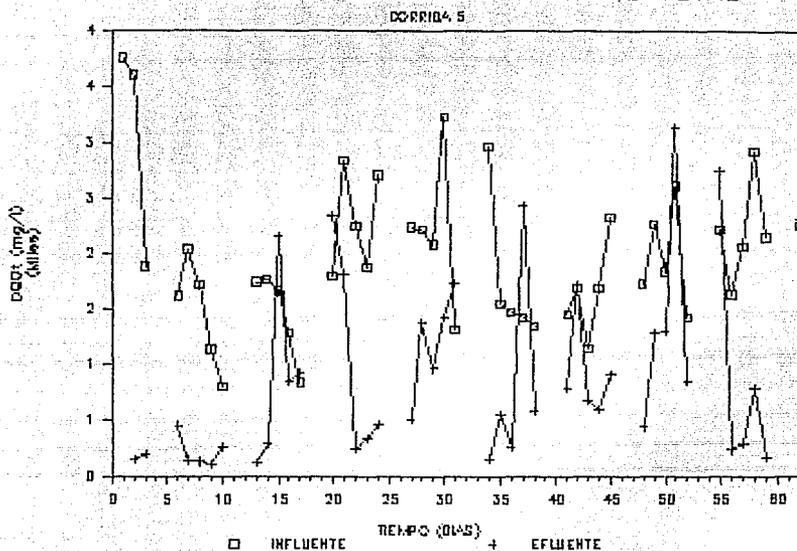


FIG. 5.23 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE

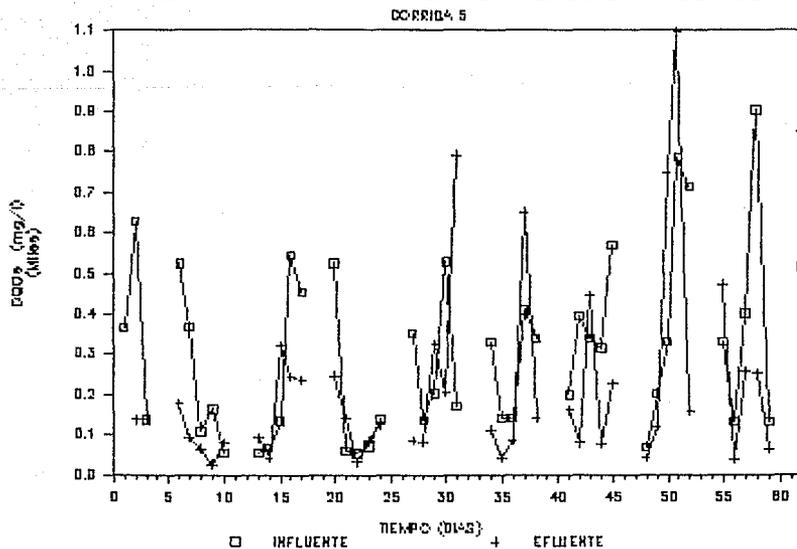
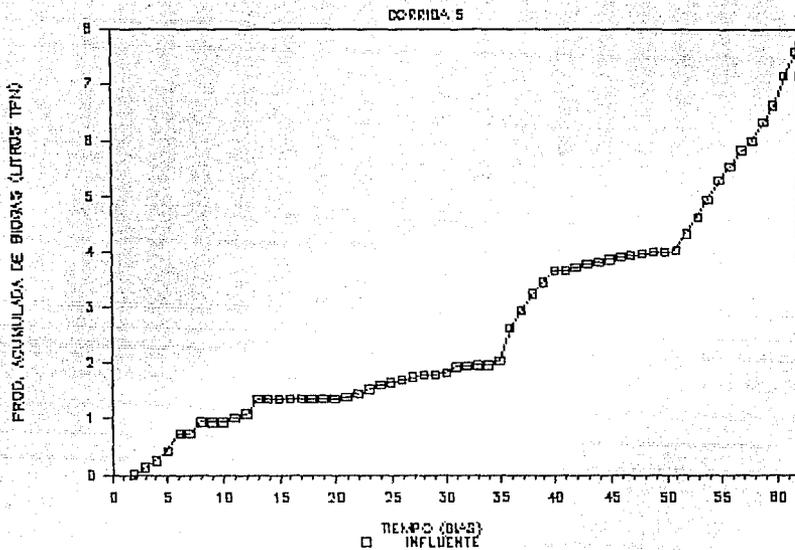


FIG.5.24 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS



- Balance de DQO.

Los resultados del balance fueron los siguientes:

DQOt(Influente)	=	188.44 g/l
DQOt(Efluente)	=	84.462 g/l
DQOt(Acuminado)	=	39.19 g/l
DQOt(Degradado)	=	18.21 g/l

y por lo tanto:

188.44 g	≈	141.864g
100%	≈	75.28%

- Características de los lodos finales.

Al finalizar la corrida se obtuvieron 4.42 litros de lodos acumulados en el reactor, los cuales presentaron las siguientes características:

SST	=	8.49 g/l
SSF	=	2.54 g/l
SSV	=	6.20 g/l
% Volátiles	=	73.0 %
IVL	=	36.18 ml/g
V sed	=	4.89 m/h

5.6 Corrida No. 6.

En esta corrida se procuró mantener las mismas condiciones de operación empleadas durante la corrida 5, pero con la variante de introducir sustrato en la alimentación para estudiar su efecto sobre el proceso de digestión anaerobia; el sustrato como se mencionó anteriormente, estaba formado por una mezcla de vinaza y melasa.

Las condiciones teóricas de operación para esta corrida fueron:

Duración: 60 días.
Gasto de alimentación: 1.5 ml/min.
Carga orgánica: 0.72 gSST/ld.
TRH: 2 días.
V. ascensional: 0.30 m/h.
Gasto de recirculación: 35.5 ml/min.
Adición de sustrato: 0.5 gDQO/gSSV*d

5.6.1 Comportamiento del reactor.

- Sólidos totales y suspendidos.

En los resultados experimentales de la tabla A11 se observa que el gasto de alimentación promedio al reactor (lodos + sustrato) fue 1.9 ml/min y los SST promedio en el influente fueron 1.493 g/l; por lo tanto, la carga orgánica promedio que ingresó al reactor fue 0.907 gSST/l*d; lo que implica que el reactor operó con una carga orgánica 25.97% superior a la deseada.

Los sólidos totales alimentados al reactor estuvieron formados en 82.71% de sólidos suspendidos y en 17.29% por sólidos solubles, mientras que los que lo abandonaron, lo hicieron en 40.35% en forma suspendida y en 59.65% en forma soluble.

Por otra parte, en la tabla A11 puede observarse que la fracción volátil de los SST alimentados al reactor fue de 72.1 %, mientras que para los lodos purgados del reactor al final de la corrida, la fracción volátil fue de 77.14%, lo cual equivale a un aumento de volátiles de 7.0 %.

pH y ORP.

En el influente el pH se mantuvo estable durante toda la corrida y tuvo un valor promedio de 7.53.

En el efluente se tuvieron valores altos de pH durante la primera mitad de la corrida que oscilaron en valores cercanos a 8.3; sin embargo, a partir del día 35 de operación, el pH descendió y conservó una tendencia hacia el equilibrio con el pH de la cama de lodos; su valor promedio durante los últimos 15 días de operación fue 7.6. En la figura 25 se muestra una gráfica del comportamiento del pH durante esta corrida.

Por su parte los lodos acumulados en el interior del reactor, mantuvieron un pH prácticamente constante cuyo valor promedio fue 7.38; este valor indica que el reactor operó prácticamente en toda la corrida dentro del intervalo correcto de pH para procesos anaerobios.

En lo referente al ORP, se observó un comportamiento estable desde que se formó la cama de lodos y su medición fue posible. Así se obtuvo desde la primer semana de operación un valor promedio correspondiente a dicha semana de -327.8 mV. El valor promedio para toda la corrida fue -348.7 mV (tabla A12).

- Alcalinidad.

En la figura 26 se observa que al igual que en las corridas anteriores, la alcalinidad del influente no presentó variaciones considerables.

El efluente por su parte, mostró una tendencia ascendente desde los primeros días de operación que se mantuvo fuertemente hasta el día 34, a partir del cual disminuyó y mostró tendencia hacia el equilibrio.

El valor promedio de alcalinidad para toda la corrida fue de 503.6 mg CaCO₃/l.

El aumento promedio de alcalinidad entre el influente y el efluente fue de 75.72%, lo cual es indicativo de la correcta adaptación del sistema.

FIG.5.25 COMPORTAMIENTO DE pH

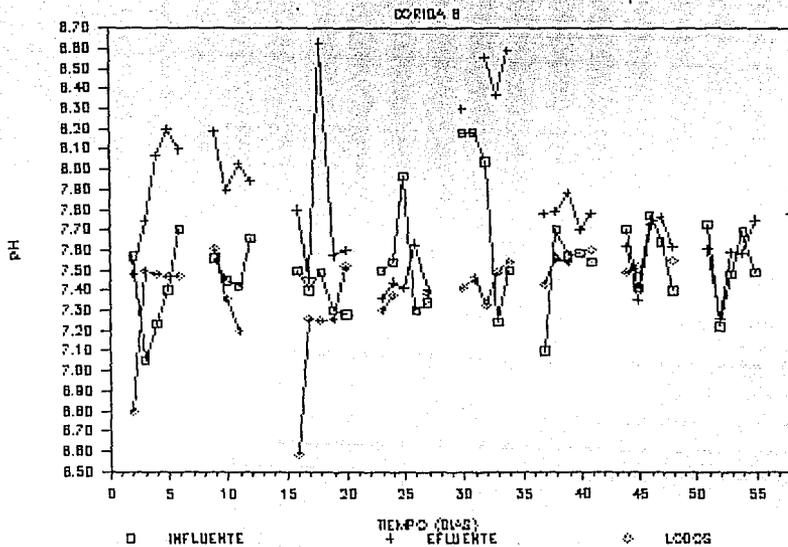
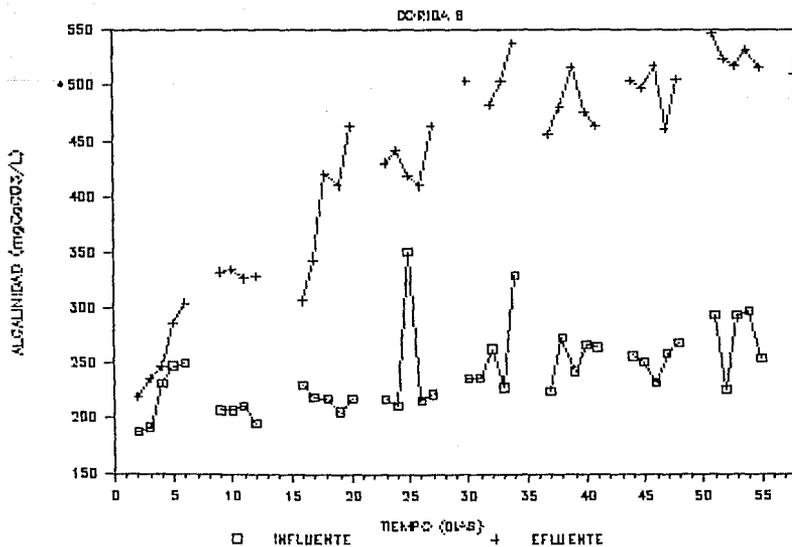


FIG.5.26 COMPORTAMIENTO DE ALCALINIDAD



- Demanda Química de Oxígeno (DQO).

De los resultados del balance de DQO de la tabla B12, se tiene que la remoción total de DQO fue de 55.41%.

La DQO que ingresó al reactor en promedio estuvo formada en 57.22% por la fracción suspendida y en 42.78% por la fracción soluble, mientras que la DQO del efluente estuvo formada en 40.41% por la fracción suspendida y en 59.59% por la fracción soluble.

Las figuras 27 y 28 muestran el comportamiento de la DQO en el influente y efluente.

- Producción de biogás.

La producción acumulada de biogás se muestra en la figura 29, donde se observa que la producción de este comenzó en el día 10 de operación, alcanzando un volumen final de 28.97 litros (TPN).

El porcentaje máximo de metano registrado en el biogás fue de 59.89%. La cantidad total de CH₄ producido durante la corrida fue 11.23 g (tabla B11).

- Balance de DQO.

Los resultados del balance de DQO para esta corrida fueron:

DQO(Influente)	=	391.79 g.
DQO(Efluente)	=	148.11 g.
DQO(Acumulada)	=	34.14 g.
DQO(Degradada)	=	44.48 g.

por lo tanto:	391.79 g	≠	226.73 g.
	100%	≠	57.87 %

FIG. 5.27 COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

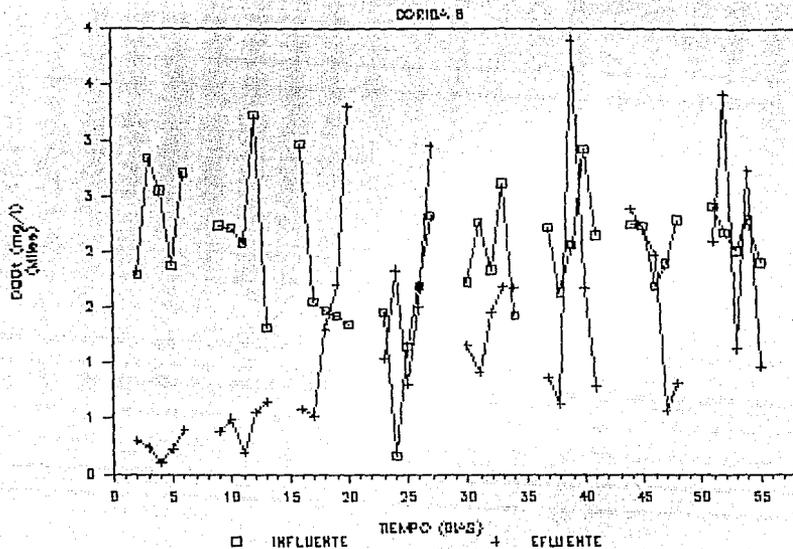


FIG. 5.28 COMPORTAMIENTO DE DQO SOLUBLE

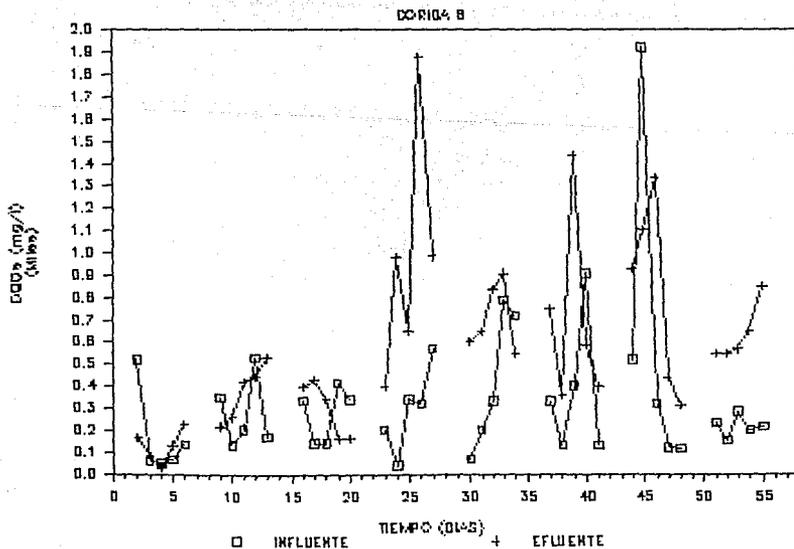
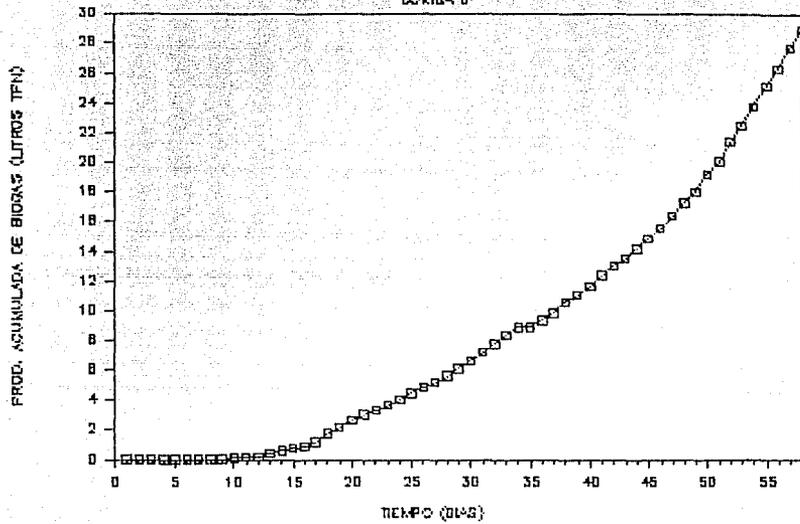


FIG.5.29 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS

DCRIDA B



- Características de los lodos finales.

Los lodos purgados del reactor al final de la corrida tuvieron las siguientes características:

SST = 5.60 g.
SSF = 1.28 g.
SSV = 4.32 g.
% Volátiles = 77.14 %.
IVL = 50 ml/g.
Vsed_{III} = 3.67 m/h.

6. DISCUSION.

En la presentación de resultados del capítulo anterior, quedaron manifiestas algunas desviaciones de las condiciones de operación reales de las corridas experimentales, con respecto a las condiciones planteadas originalmente. Dichas variaciones fueron provocadas principalmente por la dificultad que implicó el tratar de mantener una carga másica constante en la alimentación dada la naturaleza de los lodos empleados para ello.

Las condiciones de operación reales, bajo las cuales se llevó a cabo la experimentación de las seis corridas se muestra en la tabla 6.1

6.1 Influencia de la velocidad ascendente y del TRH. (Corridas 1 y 2)

Como puede verse en la tabla 6.1, en la corrida 2 se trato de mantener la carga organica, pero se disminuyó a la mitad el gasto alimentado con respecto a la corrida 1 y así se obtuvo una velocidad ascendente tambien reducida a la mitad.

Los principales resultados de estas corridas se muestran en la tabla 6.2.

La influencia esperada de la velocidad ascendente es provocar el lavado de las bacterias filamentosas, lo que repercute en una mejor sedimentabilidad de los lodos. En el caso de la corrida 1, la velocidad ascendente no parece haber influenciado la sedimentabilidad de los lodos ya que aunque el valor del IVL de la primer corrida fue menor, la diferencia entre ambos IVL fue sólo de 2 unidades (2.7%).

TABLA 6.1. CONDICIONES REALES DE OPERACION

CORRIDA No.	DURACION (DIAS)	CARACTERISTICAS	GASTO DE ALIMENTACION (ml/min)	CARGA ORGANICA (gsST/ld)	TRH (DIAS)	U. Asc. (m/h)
1	28	S/RECIRCULACION	3.0	1.50	1	0.0241
2	37	S/RECIRCULACION	1.5	1.31	2	0.0121
3	36	C/RECIRCULACION	1.55	1.58	2	0.30
4	35	C/RECIRCULACION	1.32	1.13	2.36	0.15
5	62	C/RECIRCULACION	1.47	0.73	2.12	0.30
6 *	58	C/RECIRCULACION	1.90	0.90	1.65	0.30

* CON SUSTRATO.

**TABLA 6.2 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS
CORRIDAS 1 Y 2.**

PARAMETRO	UNIDADES	CORRIDA 1	CORRIDA 2
DURACION	DIAS	28	37
C. ORGANICA	gSST/l*d	1.5	1.31
TRH	DIAS	1.0	2.0
V. ASCENDENTE	m/h	.024	.012
REMOCION DQO	%	45.3	83.1
PROD. TOTAL BIOGAS	LITROS (TPN)	—	11.04
PROD. PROM. BIOGAS	l/d (TPN)	—	0.38
TASA ESPECIFICA DE PRODUCCION DE CH ₄ (TEPM)	$\frac{\text{gDQO-CH}_4}{\text{gSSV*d}}$	—	.021
Lodos Finales:			
IVL	ml/g	72	74
V. SED. III	m/h	1.49	1.83
SSV	%	73.26	70.0

Por otra parte, contrariamente a lo esperado partiendo de los valores similares obtenidos de IVL, la velocidad máxima de sedimentación fue mayor en la segunda corrida en 18.58%.

En ninguna de las dos corridas se obtuvo granulación en los lodos y el aspecto floculento que mantuvieron estos en ambas corridas, no permitió establecer algún tipo de comparación acerca de la influencia de la velocidad ascendente sobre este aspecto. Es importante mencionar que en ambas corridas la velocidad ascendente fue menor a la recomendada en la literatura como velocidad mínima para obtener buena sedimentabilidad (0.125 m/h) (Cuervo 1988, citado por Lara 1990).

Por lo que respecta al TRH, éste parece haber tenido un efecto notorio sobre la remoción de DQO, ya que en la corrida 2, donde el TRH fue el doble de la corrida 1, la remoción de DQO fue superior en 54.5 %; sin embargo, es importante notar que en la corrida 1 la fracción suspendida de la DQO de entrada fue de 63.72% mientras que en la corrida 2 fue de 80.55%, esto significa que una mayor cantidad de materia suspendida fue retenida en el lecho de lodos de la corrida 2.

En este aspecto, la velocidad ascendente ejerció el efecto esperado de lavado de sólidos menos sedimentables. El efluente de la corrida con mayor velocidad ascendente (corrida 1), presentó SST de 670 g y SSV de 560 g, mientras que en la corrida 2 se obtuvieron SST de 406 g y SSV de 310 g (promedios). Con esto también se explica porqué la eficiencia de remoción en DQO fue menor en la corrida 1, ya que los SSV ejercen una influencia directa sobre esta determinación.

Lo anterior puede verse con mayor claridad, en los balances de DQO del apéndice B, donde se observa que para la corrida 1 la DQO acumulada representa el 21.8% de la DQO influente, mientras que para la corrida 2 la fracción fue de 37.8%

En relación a la producción de biogás, no se pueden efectuar conclusiones dado que no se cuenta con los datos de la primer corrida por las razones expuestas con anterioridad en el capítulo 5. Al respecto, sólo se puede comentar que la producción de biogás se hizo patente a partir del 7o. día en la corrida 1 y en el 9o. día para la corrida 2, mientras que los contenidos máximos de CH₄ fueron de 68.4% y 58% para las corridas 1 y 2 respectivamente. Estos últimos datos son congruentes con los datos de DQD de entrada de las dos corridas, pues dado que en la primer corrida se alimentó una mayor proporción de DQD soluble, es normal que la producción de biogás comenzara primero ya que la hidrólisis de la materia suspendida no se debía llevar a cabo en la misma proporción que en la corrida 2.

Por lo que respecta a la estabilización obtenida en los lodos como resultado del proceso de digestión, la corrida 2 presentó una mineralización mayor (7.4 % vs 6.3 %), pero la diferencia no fue significativa. Este dato se calculó con base en el incremento de la fracción mineral de los SST en la salida sobre la de la entrada.

Es probable que la corta duración de ambas corridas no haya permitido que se manifestaran claramente los efectos de las diferentes condiciones de operación, ésto considerando que la tasa específica máxima de crecimiento celular reportada para microorganismos anaerobios bajo condiciones de saturación de sustrato a 35°C es: $\mu_{max} = 0.4 \text{ d}^{-1}$, y tomando en cuenta que las condiciones bajo las cuales se llevó a cabo la experimentación, distan mucho del estado de saturación de sustrato.

6.2 Influencia de la velocidad ascendente (Corridas 3 y 4)

Para tratar de hacer mas evidente el efecto de la velocidad ascendente y a fin de trabajar dentro del intervalo recomendado para obtener granulaci3n, en estas corridas se aumentaron considerablemente las velocidades ascendentes utilizando para ello recirculaci3n, mientras que la carga org3nica y el TRH trataron de mantenerse constantes. Los principales resultados de ambas corridas se muestran en la tabla 6.3.

En el caso de estas corridas, en los lodos obtenidos no se llev3 a cabo la granulaci3n aunque si fue evidente en ambos casos una disminuci3n considerable en el car3cter floculento de los mismos. A pesar de dicha disminuci3n no fue posible realizar una determinaci3n de la granulometria.

La influencia de la velocidad ascendente se mostr3 ligeramente en los valores de IVL, ya que en la corrida 3 en donde la velocidad ascendente fue el doble de la corrida 4, el IVL obtenido en los lodos finales fue 11 % menor. En este caso el menor valor de IVL estuvo tambi3n asociado con la mayor velocidad de sedimentaci3n.

Comparando los valores de IVL obtenidos en estas corridas, con las corridas 1 y 2 es evidente que la velocidad ascendente tiene un efecto inverso (favorable) sobre el IVL.

Un parametro que resulta de gran ayuda para determinar la efectividad del funcionamiento de un reactor biol3gico es la actividad de los lodos.

En este caso se ha tomado como una v3a alterna de determinaci3n de la actividad a la tasa espec3fica de producci3n de CH_4 , expresada como DQD (TEPM).

Debido a que el periodo de experimentaci3n en estas corridas fue muy corto y que no puede considerarse que el reactor estuviera en estado estable, la TEPM se determin3 promediando la

**TABLA 6.3 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS
CORRIDAS 3 Y 4.**

PARAMETRO	UNIDADES	CORRIDA 3	CORRIDA 4
DURACION	DIAS	36	35
C. ORGANICA	gSST/l*d	1.58	1.13
TREH	DIAS	2.0	2.36
V. ASCENDENTE	m/h	0.3	0.15
REMOCION DQO	%	49.62	52.45
PROD. TOTAL BIOGAS	LITROS	13.95	12.81
PROD. PROM. BIOGAS	l/d	0.46	0.46
TASA ESPECIFICA DE PRODUCCION DE CH ₄ (TEPM)	$\frac{\text{gDQO-CH}_4}{\text{gSSU*d}}$	0.05	0.031
Lodos Finales:			
IVL	ml/g	32.6	36.6
V. SED. III	m/h	5.51	4.0
SSU	%	70.86	68.6

producción de gas de los últimos 5 días de operación y con base en la biomasa encontrada dentro del reactor al final de la corrida. Así se obtuvo que la corrida 3 presenta una tasa 59.7% mayor a la de la corrida 4.

Llama la atención el hecho de que en la corrida 3, la producción de biogás fue 1.14 litros (8.92%) mayor que en la corrida 4, además de que la producción de CH_4 también resultó mayor en 0.383 g (7.24%), y que la remoción de DQO sin embargo, fuera mayor en la corrida 4 en 5.7%.

Esto puede explicarse analizando los balances de DQO del apéndice B, donde se encuentra que la mayor remoción de la corrida 4, se debe principalmente al efecto de filtración del lecho de lodos ya que la DQO acumulada representó el 29.8 % de la DQO influente, mientras que para la corrida 3 fue sólo el 17.9 %, y que considerando como remoción efectiva a la DQO degradada, ésta fue prácticamente igual para ambas corridas.

Por lo que respecta a la mineralización alcanzada en los lodos de ambas corridas, se encontró que en los de la corrida 3, ésta fue de 4.5%, mientras que en la corrida 4 hubo un aumento en la fracción volátil de 2.23%.

6.3 Influencia de la carga orgánica. (Corridas 3 y 5)

La carga orgánica que se alimenta a un reactor biológico tiene una gran importancia en la operación del mismo, ya que representa la cantidad de alimento disponible para que los microorganismos lleven a cabo sus funciones metabólicas. Esto último puede llevarnos a pensar que altas cargas orgánicas beneficiarían el arranque de sistemas de tratamiento con reactores anaerobios; sin embargo los delicados equilibrios biológicos

presentes en un proceso de esta naturaleza no permiten utilizar cargas orgánicas altas durante el proceso de aclimatación de los lodos, aunque la carga orgánica tampoco deberá ser tan baja que no proporcione el sustrato suficiente para el desarrollo de los microorganismos.

A fin de determinar el efecto que la carga orgánica tiene sobre la transformación de lodos de purga a lodos anaerobios, se disminuyó la concentración de lodos al reactor en la corrida 5 en aproximadamente 50%.

Los resultados de ambas corridas se presentan en la tabla 6.4.

Como consecuencia de la reducción de la carga orgánica se presentó el hecho de que en la corrida 5, el reactor tardara el doble de tiempo en llenarse y mantuviera una menor cantidad de biomasa en su interior. Siendo sometida a la misma velocidad ascendente de la corrida 3. Esto provocó que durante los primeros 6 días de operación se presentara un efecto de lecho expandido que repercutió en la formación de granos bien definidos de aproximadamente 4 mm de diámetro que prevalecieron en la base del lecho durante la primer semana de operación y que se perdieron al aumentar el volumen de lodos en el reactor y compactarse el lecho.

El hecho de haber tenido un efecto de lecho expandido durante la etapa inicial de la corrida 5, pudo haber influido en tener una distribución más homogénea de influente en el lecho de lodos en formación; ya que en esta corrida la aparición de biogás comenzó al tercer día, mientras que en la corrida 3 se hizo patente hasta el octavo día de operación. Es importante destacar que de acuerdo a los resultados de las tablas A5 y A9, la cantidad de DQO soluble que ingresó a los reactores durante los primeros 8 días de operación, fue mayor en la corrida 5, por lo que la producción de biogás era más fácil de llevarse a cabo al encontrarse mayor cantidad de materia orgánica disuelta.

**TABLA 6.4 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS
CORRIDAS 3 Y 5.**

PARAMETRO	UNIDADES	CORRIDA 3	CORRIDA 5
DURACION	DIAS	36	62
C. ORGANICA	gSST/l*d	1.58	0.73
TRH	DIAS	2.0	2.12
V. ASCENDENTE	m/h	0.30	0.30
REMOCION DQO	%	49.62	55.17
PROD. TOTAL BIOGAS	LITROS	13.95	7.61
PROD. PROM. BIOGAS	l/d	0.46	0.127
TASA ESPECIFICA DE PRODUCCION DE CH ₄ (TEPM)	$\frac{\text{gDQO-CH}_4}{\text{gSSU*d}}$	0.05	0.024
Lodos Finales:			
IVL	ml/g	32.6	36.18
V. SED. III	m/h	5.51	4.89
SSU	%	68.43	73.02

Sin embargo, a pesar de comenzar tempranamente la producción de biogás en la corrida 5 se observó una menor intensidad que en la corrida 3, como puede apreciarse en las figuras 5.14 y 5.24. Por otra parte, el contenido de CH_4 en el biogás para la corrida 3 fue de 42.6% desde el 7o. día y aumentó en los días posteriores, mientras que en la corrida 5 el contenido de CH_4 alcanzó el 40% hasta el día 12 de operación; esto es indicativo de un lento crecimiento de las bacterias metanogénicas en la corrida 5, debido principalmente a la falta de alimento ausada por la baja carga orgánica empleada, puesto que el entorno en cuanto a factores ambientales (pH, ORP, alcalinidad y temperatura) era favorable.

Hasta el día 36 de operación el reactor de la corrida 5 produjo 2.62 litros de biogás, mientras que para el mismo día de la corrida 3 que correspondió al fin de dicha corrida, la producción fue de 13.95 litros que equivale a una producción 432.4% mayor.

El hecho de alimentar una carga orgánica muy baja en la corrida 5, provocó que una fracción importante del CH_4 total producido fuera evacuado en forma disuelta en el efluente. Es así que de acuerdo con las tablas B5 y B9, la fracción disuelta en relación a la masa recuperada como gas en la corrida 3 fue sólo 0.86%, mientras que en la corrida 5 ésta fue de 23.8%.

A fin de obtener una mayor madurez en los lodos de la corrida 5 se tuvo una duración de 62 días en los cuales se pudo observar lo siguiente:

La producción de biogás aumentó considerablemente a partir del día 35 de operación (fig. 5.24) incrementándose la producción promedio de 0.079 l/d a 0.217 l/d; sin embargo, aunque la corrida 5 tuvo una duración de casi el doble de la corrida 3 la producción total de biogás fue solo de 7.61 l; es decir, de apenas el 54.55% de la producción de la corrida 3. Aunque hay que considerar que la

cantidad total de DQO alimentada fue 13.5% menor a la de la misma corrida y lo mencionado en relación a la fracción perdida en forma disuelta en el efluente.

Por lo que respecta a remoción total de DQO, se obtuvo que en la 5a. corrida la eficiencia fue mayor con un valor de 55.17% comparada con 49.62% de la corrida 3, aunque esto es relativo a la cantidad total alimentada de DQO y a la cantidad de lodos retenida por filtración en el lecho, pues en términos de DQO degradada, la mayor eficiencia se obtuvo en la corrida 3 (22.7g vs 18.21g DQO).

A pesar de la mayor duración de la corrida 5, los lodos obtenidos al final no mostraron mejoría en cuanto a su consistencia se refiere y por el contrario mantuvieron un carácter más floculento que los de la corrida 3. Esto se evidenció al observar que los lodos de la corrida 5 tuvieron un IVL 10.98% mayor y una velocidad de sedimentación 11.25% menor que en la corrida 3, e inclusive el grado de mineralización fue mayor en los lodos de la corrida 3. Por lo que respecta a los granos observados al inicio de la corrida, es claro que aparecieron como resultado del fuerte lavado ocasionado por el efecto de lecho expandido y no como respuesta a la baja carga orgánica ya que en cuanto desapareció el lecho expandido y el lecho de lodos se compactó, los granos desaparecieron y no se volvieron a presentar.

6.4 Influencia del sustrato. (Corridas 5 y 6).

Los resultados de las corridas 5 y 6 se muestran en la tabla 6.5.

Para establecer la influencia que tiene el sustrato sobre los lodos, se compararon los resultados de las corridas 5 y 6 donde se trataron de mantener constantes las condiciones de

**TABLA 6.5 PRINCIPALES RESULTADOS DE LAS
CORRIDAS 5 Y 6.**

PARAMETRO	UNIDADES	CORRIDA 5	CORRIDA 6 **
DURACION	DIAS	62	58
C. ORGANICA	gSSS/l*d	0.73	0.90
TRH	DIAS	2.12	1.65
V. ASCENDENTE	m/h	0.30	0.30
RENDICION DQO	%	55.17	55.41
PROD. TOTAL BIOGAS	LITROS	7.61	28.97
PROD. PROM. BIOGAS	l/d	0.127	0.60
TASA ESPECIFICA DE PRODUCCION DE CH ₄ (TEPM)	$\frac{\text{gDQO-CH}_4}{\text{gSSU*d}}$	0.024	0.03
LODOS FINALES:			
IVL	ml/g	36.18	50.0
V. SED. III	m/h	4.89	3.67
SSU	%	73.02	77.14

*** CON SUSTRATO.**

operación con la única diferencia de incluir al sustrato (mezcla de vinazas y melazas) en el influente de la corrida 6.

Así se observó una notoria diferencia en los lodos con sustrato comenzando porque se obtuvieron granos bien definidos en el lecho de lodos, los cuales permanecieron durante casi la mitad de la corrida; éstos aparecieron en la superficie del lecho a partir del día 14 y se extendieron 4 centímetros hacia abajo, pero tomando en cuenta que la altura del lecho de lodos era de 72 cm. ésto apenas representó casi el 6% del volumen total de lodos. Por medio de granulometría se determinó su diámetro que fue de 2 mm.

La desaparición de los granos coincidió con el llenado de lodos del reactor, lo cual hace suponer que al ser recirculada una parte del lodo por el sistema instalado para mantener alta la velocidad ascendente. y debido a que no estaban aún maduros, los granos se rompieran.

Por su parte los lodos de la 5a. corrida mostraron un carácter floculento durante el transcurso de ésta. A pesar de ello, el valor obtenido de IVL en esta corrida fue menor al de la 6a. (36.18 ml/g vs. 50 ml/g); ésto conduce a considerar que la medición del IVL en la 6a. corrida se vió afectada por el manejo que sufren los lodos y que muy probablemente hayan causado el rompimiento de los granos y flóculos compactos que se observaban en el lecho.

Por lo que respecta a la actividad de los lodos, en la corrida 6 la tasa específica de producción de CH_4 fue 20% mayor que en la corrida 5, lo cual habla del aumento en la eficiencia y capacidad de degradación de materia orgánica, debido a la adición de sustrato. La eficiencia de remoción en la corrida 6 fue de 55.41% y de 55.17% en la corrida 5, pero la DQO alimentada fue de 188.44 g y de 332.198 g para las corridas 5 y 6 respectivamente, lo cual significa que en la corrida 6 se empleó una carga 76.28% superior sin que ésto disminuyera la eficiencia de la operación.

En lo concerniente a la estabilización de los lodos, la mineralización obtenida en la corrida 5 fue del 10.23% para quedar en un contenido final de SSV de 73.02%, mientras que en la corrida 6 hubo un aumento en la fracción volátil de 7% para quedar con un contenido de SSV de 77.14%. El aumento en el porcentaje de sólidos suspendidos volátiles de la corrida 6 puede explicarse por la influencia del sustrato que se componía básicamente de azúcares; ésto pudo influir directamente sobre la etapa de fermentación que es precisamente donde se lleva a cabo la mayor síntesis celular y ésto pudo reflejarse directamente en un mayor contenido de SSV.

San Soon *et al* (1988), han propuesto que la granulación se dá como resultado de la producción de polipéptidos específicos secretados por las bacterias y que actúan como una red sobre la superficie del lodo.

De acuerdo a lo observado en la corrida 6, es muy probable que la cantidad de nutrientes aportada por el sustrato haya acelerado la adaptación de las bacterias y su rápido desarrollo, punto que quedo reflejado en la alta producción de biogás y además haya favorecido la granulación. Sin embargo, tal vez se requiera de un periodo mayor de tiempo para que los granos maduren y puedan ser manejados mecánicamente, ya que durante la experimentación su desaparición coincidió con el comienzo de la recirculación de lodos y éstos no aparecieron más a pesar de que las condiciones ambientales y de alimentación de sustrato se mantuvieron constantes.

6.5 Comparación de los resultados de las corridas 1 a 6.

Después de revisar los resultados de las 6 corridas experimentales en forma independiente y de comparar aquellas que guardaron alguna relación específica en su operación, se puede determinar cual de las corridas produjo un lodo de mejores características de actividad metanogénica y sedimentación.

En la tabla 6.6 se muestran las principales características de los lodos finales de las 6 corridas.

Tabla 6.6 CARACTERISTICAS DE LODOS FINALES CORRIDAS 1 A 6.

CORRIDA No.	1	2	3	4	5	6
$\frac{\text{gDQO-CH}_4}{\text{gSSV} * d}$	---	13.86	22.7	21.16	18.21	44.4
IVL (ml/g)	72.0	74	32.6	36.6	36.18	50.0
V. Sed. (m/h)	1.49	1.83	5.51	4.0	4.89	3.67
% SSV	73.2	70.0	68.44	68.6	73.02	77.14

Comparando estos datos, se observa que los mejores resultados en cuanto a calidad de lodos se refiere, se obtuvieron en la corrida 3, pues estos lodos presentaron el mejor IVL, la mayor tasa específica de producción de metano y la mayor mineralización, aunque no mostraron granulación.

Por su parte los lodos de la corrida 4 mostraron resultados cercanos salvo por la menor tasa de producción de biogás. En el caso de la corrida 6 a pesar de no mostrar un buen IVL fue el único caso en que se observó granulación.

Con respecto a la corrida 3 es importante resaltar que fue la corrida que mayor carga orgánica manejó 1.58 gSST/lid (Tabla

6.1) y la que mayor DQO promedio recibió como se ve en la siguiente tabla.

Tabla 6.7 DQO ALIMENTADA EN LAS CORRIDAS 1 A 6.

CORRIDA No.	1	2	3	4	5	6
DQOT (g/l) PROMEDIO/DIA	2.12	3.13	4.11	3.52	2.18	2.0*

* No incluye la DQO aportada por el sustrato.

Lo anterior permite resaltar la influencia que la carga orgánica tiene sobre la transformación de lodos activados a anaerobios.

Por otra parte la importancia de la velocidad ascendente también resalta al comparar los resultados de las corridas 1 y 2 con los de las corridas 4 y 5, pues a pesar de haber manejado cargas orgánicas mayores en las 2 primeras corridas y de que las cantidades de DQO que recibieron fueron muy parecidas, en las corridas 4 y 5, donde se emplearon mayores velocidades ascendentes, los lodos obtenidos fueron de mayor calidad.

Wu *et al* (1987) realizó un trabajo en cierta forma similar a éste. En su experimentación empleó dos reactores UASB a nivel laboratorio. El reactor 1 fue inoculado con lodos obtenidos de un tanque de aireación y fue alimentado con una solución de glucosa que aportaba una DQO de 1000-3500 mg/l, mientras que el reactor 2 fue inoculado con lodos obtenidos de un tanque sedimentador y fue alimentado con una solución de citrato cuya carga orgánica era de 20000-36000 mg/l; en ambos casos en el sustrato se incluyó Na_2CO_3 y elementos traza como Ni, Co y Mo en concentraciones de 0.1, 0.05 y 0.05 mg/l respectivamente.

El reactor 1 fue operado durante 70 días y el 2 durante 102 días, en ambos casos los lodos fueron previamente adaptados a condiciones anaerobias en batch durante 45 y 60 días para los reactores 1 y 2 respectivamente, previamente al arranque de la experimentación.

Los resultados fueron los siguientes:

REACTOR 1.

Se obtuvieron lodos granulares a partir del día 33 de operación, cuyo diámetro varió entre 3-4 mm. los granos se generalizaron en todo el reactor una semana después.

La remoción de DQD fue de 80-85%, el pH del efluente fue 7-7.3 y la alcalinidad de 600 mg/l; la fracción volátil de los lodos finales fue de 84%.

REACTOR 2.

En este reactor las condiciones de operación fueron pH=7.5, alcalinidad de 3000-4000 mg/l y TRH de 42 horas. Aquí los granos aparecieron después de 60 días y tuvieron un diámetro de 0.2 a 2mm.

Comparando los resultados obtenidos en el presente trabajo con los reportados por Wu *et al*, se encuentra que la diferencia entre obtener o no granulación, puede estar determinada por la concentración y composición del sustrato y los nutrientes que éste aporta. Es así que en el trabajo de Wu *et al*; la diferencia en el tamaño de granos que reporta al usar glucosa y citrato es notoria y en el caso del presente trabajo, en la corrida 5, a pesar de no tener una carga orgánica como la de la corrida 3, aparecen los granos al introducir sustrato. Es probable que con una carga orgánica mayor, los microorganismos desarrollen mejor sus funciones metabólicas como la reproducción y la síntesis de material extracelular polimérico, lo que lleva finalmente a que los granos sean más estables.

7. CONCLUSIONES

Con base en los resultados experimentales se pueden hacer las siguientes conclusiones.

- Los lodos activados de purga son adecuados para ser transformados a lodos anaerobios que pueden usarse como inóculo en reactores UASB, ya que con ellos se obtienen lodos con buenas características de sedimentabilidad y de producción de metano.
- El lodo producido con la mayor carga orgánica 1.58 gSST/l*d, TRH de 2 días y velocidad ascendente de 0.3 m/h resultó ser el más adecuado para ser usado como inóculo.
- La carga orgánica es un factor muy importante en la conversión de lodos activados a anaerobios, siendo las cargas altas (de 4000 mgDQO/l) las que aparentemente favorecen la conversión.
- Altas velocidades ascendentes (0.3 m/h) favorecen la obtención de lodos con mejores IVL y V Sed., aptos para ser empleados como inóculo en reactores UASB; es recomendable recircular una porción del agua tratada para obtener tales velocidades ascendentes.
- La adición de un sustrato rico en azúcares como la melaza/vinaza favoreció la granulación de los lodos activados adaptados a condiciones anaerobias y la actividad metanogénica.

APENDICE

A

TABLA AL. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 1

ENTRADAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DGOT (mg/l)	DGOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO ₃ /l)
1										
2										
3	1611	573	1038	1600	400	1200	1438	875	7.10	130
4	1882	656	1226	1590	400	1190	2937	687	7.18	168
5	1688	620	1068	1925	655	1270			7.04	129
6	1825	651	1174				434	217	7.18	223
7	1963	682	1281	1795	465	1330	1116	580	7.23	218
8										
9										
10	1836	601	1235	1530	260	1270	2366	312	7.13	200
11	1678	515	1163	1510	260	1250	1330	533	7.75	181
12	1887	596	1291	1600	290	1310	2590	480	7.94	190
13	1870	561	1309	1280	85	1195	1850	308	7.20	165
14				1595	285	1310	2344	558	7.86	221
15										
16										
17	1732	643	1089	1490	285	1205	2622	1004	7.25	175
18	1910	610	1300	1450	220	1230	3320	1106	7.25	227
19										
20	1986	606	1380	1690	190	1500	2857	887	7.33	200
21	1946	606	1340	1580	310	1270	1547	238	7.45	201
22										
23										
24	2103	758	1345	1597	282	1315			7.30	222
25	1807	616	1191	1615	255	1360	1954	926	7.29	200
26	2401	901	1500	1190	225	965	3909	2058	7.24	178
27	706	240	466	1765	225	1540	2264	1083	7.26	224
28	1805	886	919	2935	790	2145	1260	1260	7.02	187
29										
30										
No. DATOS	18	18	18	18	18	18	17	17	19	19
PROM.	1813.1	628.94	1184.16	1652	326.77	1325.2	2125.7	771.3	7.31	191.5
S	328.12	140.69	226.6	362.3	168.49	238.8	886.1	464.6	0.26	29.48

TABLA A2. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 1

SALIDAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	% CH4 EN GAS
1											
2											
3	479	281	198	52	2	50	900	600	7.92	270	
4	449	283	166	40	4	36	425	375	7.58	259	5.22
5	519	288	231	93	3	90			7.78	272	6.33
6	504	282	222				434	348	8.13	207	7.41
7	491	277	214	75	7	68	625	491	8.01	170	8.26
8											16.41
9											20.00
10	590	334	256	98	0	98	1294	491	7.85	292	19.13
11	715	365	350	313	77	236	710	310	7.75	282	17.83
12	550	358	192	114	8	106	450	275	7.94	318	49.10
13	1466	592	874	960	80	880	1651	211	7.81	344	20.44
14				307	32	275	1283	1004	7.88	351	51.61
15											59.91
16											67.72
17	1788	664	1124	1255	360	895	1618	837	7.73	360	68.00
18	1639	650	989	1400	390	1010	2687	949	7.96	428	51.21
19											53.47
20	2843	1000	1843	2215	455	1760	985	591	7.28	420	49.10
21	2241	825	1416	542	97	445	655	595	7.97	403	54.76
22											59.86
23											66.70
24	1798	572	1226	919	172	747			7.86	406	65.18
25	1817	557	1260	1300	250	1050	1337	309	7.71	387	64.22
26	1779	587	1192	1635	180	1455	2675	2058	7.50	350	65.70
27	687	351	336	260	10	250	492	492	7.56	350	64.84
28	705	582	123	650	35	615	1550	1260	8.03	340	66.10
29											67.13
30											68.40
No. DATOS	18	18	18	18	18	18	17	17	19	19	
PROM	1170	491.5	677.88	679.3	120.11	559.7	1163	660.7	7.80	325.7	
S	748.4	211.4	553.67	654.4	149.06	522.7	713.8	463.2	0.209	71.76	

TABLA A3. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 2

ENTRADAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DGOT (mg/l)	DGOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)
1	2712	1187	1525	1720	410	1310	2107	476	7.73	188
2				2870	775	2095	1562	187	7.03	190
3										
4										
5	3165	1220	1945	2860	670	2190	2875	62	6.90	186
6	3990	1000	2990	3020	670	2350	3354	793	7.30	187
7				3300	909	2391			7.30	198
8	2922	952	1970	2920	670	2250	4450	791	7.35	196
9	3427	1197	2230	2930	470	2460	4471	696	7.43	204
10										
11										
12	4908	1004	3976	2880	610	2270	2952	233	7.36	300
13	3360	1038	2322	3280	656	2624	2246	173	7.01	210
14	3691	1361	2330	3050	610	2440			7.49	200
15	4022	1084	2938	3060	918	2142	2592	784	7.30	204
16										
17										
18										
19	3170	920	2250	2945	725	2220	3009	304	7.00	199
20	3228	1016	2212	3030	606	2420	2546	449	7.18	196
21	3172	876	2296	2952	590	2362	3043	519	7.25	180
22	2959	812	2147	2845	569	2276	3043	891	7.17	100
23	3015	833	2182	2966	593	2373	4100	1789	7.09	176
24										
25										
26	3042	880	2162	255	30	225	2678	551	7.12	178
27	3118	976	2142	2755	730	2025	2521	79	7.10	204
28	4127	1345	2782	3110	1000	2110	3746	312	7.11	190
29	3548	980	2568	3185	885	2300	4771	247	7.11	180
30	3636	1162	2474	3190	920	2270	2912	86	7.23	256
31										
32										
33	3225	1845	1380	2935	587	2348	2699	84	7.49	202
34	2912	1050	1862	2690	830	1860	4735	1495	7.29	168
35	2932	822	2110	2680	745	1935	697	20	7.60	204
36	3146	1162	1984	485	170	315	3900	3500	7.05	150
37				3215	965	2250	4175	99	7.40	202
No. Datos	23	23	23	26	26	26	24	24	26	26
Proa.	3369	1074.8	2294.6	2735.7	665.8	2069.6	3132.6	609.16	7.24	194.15
S	506	224	516.4	757.4	221.8	573.9	1013.7	761.4	0.2	33.79

TABLA A4. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 2

SALIDAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DGOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)
1				30	4	26			7.47	174
2				33	5	28	175	135	8.05	186
3										
4										
5	655	530	125	34	9	25	80	75	8.19	216
6	455	347	108	92	25	67	561	268	8.30	247
7	585	380	205	111	35	76			8.30	300
8	707	460	247	140	45	95	415		8.34	294
9				127	30	97	417		8.40	310
10										
11										
12	808	420	388	530	106	424	1907	372	8.35	394
13	656	434	222	156	33	123	166	92	8.09	353
14	665	426	239	330	170	160			8.12	240
15	674	418	256	144	56	88	72	14	8.33	356
16										
17										
18										
19	694	382	312	116	22	94	261	144	7.93	388
20	736	436	300	132	35	97	341	233	8.30	392
21	696	438	258	132	14	118	258	187	8.34	250
22	629	376	253	97	12	85	382	222	8.38	240
23	562	314	248	100	9	91	714	607	8.16	386
24										
25										
26	730	393	337				381	71	8.12	460
27	898	472	426	238	90	148	212	94	8.10	360
28	606	452	154	102	10	92	243	168	8.26	402
29	454	338	116	73	15	58	177	98	8.25	416
30	404	309	95				1113	86	8.18	478
31										
32										
33	354	280	74	100	20	80	162	71	8.18	412
34	617	464	150	60	25	35	129	99	8.37	312
35	1656	626	1030	1445	440	1005	1285	771	8.20	492
36	3274	774	2500	2825	565	2260	862	730	8.35	360
37	3212	318	2894	2594	519	2075	2407	147	8.07	514
NO. Datos	23	23	23	25	25	25	23	21	26	26
Prom.	901	425.5	475.5	405.8	95.58	310.29	553	223	8.2	343.5
S	779.3	108.4	728.8	765.9	164.6	606.5	602.6	217.8	0.19	94.1

TABLA A5. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 3

ENTRADAS:

DÍA	Q (ml/min)	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)
01											
02											
03											
04	1.50	3165	1183	1982	2985	1030	1865	2787	98	7.60	200
05	1.50	2993	793	2200	1378	353	1025	3116	273	7.67	220
06	1.20	2595	937	1658	2550	663	1887	2624	262	7.48	198
07	2.08	3893	840	3053	3030	750	2290	6646	264	7.64	200
08	1.45	3673	615	3058	3195	831	2364	5804	415	7.47	206
09	2.10										
10	1.38										
11	1.38	4518	2118	2400	3850	1001	2849	5314	644	7.58	276
12	2.02	3834	314	3520	3095	805	2290	5153	483	7.42	240
13	0.94	2941	528	2413	2590	673	1917	3945	403	7.25	206
14	1.35	3670	1334	2336	3290	1020	2270	3261	181	7.30	212
15	1.34	3489	863	2626	3100	740	2360	3226	269	7.29	210
16	1.69	3456	984	2472	2920	770	2150				
17	1.50	2913	255	2658	2310	601	1709				
18	1.63	3134	914	2220	3005	781	2224	3103	89	7.38	166
19	1.66	4115	1165	2950	3200	710	2490	4100	178	7.71	256
20											
21	1.75	3800	1068	2732	3280	660	2620	3592	287	7.19	364
22	2.17	3158	833	2325	3065	810	2255	3501	280	7.13	182
23	1.66										
24	1.97										
25	1.21	3946	816	3170	3210	500	2710	3852	700	7.85	212
26	1.41	3648	948	2700	2700	702	1998	3835	628	7.10	190
27	1.75	3984	1200	2784	3620	941	2679	4113	709	7.15	230
28	1.94	5308	1326	3982	4770	1320	3450	3688	567	7.33	228
29	1.27	6322	1244	5078	5920	1539	4381	7012	610	7.15	244
30	1.33	3294	960	2334	3170	861	2309				
31	1.60	3053	753	2300	2980	775	2205				
32	1.46	3302	1160	2142	3090	803	2287	3807	423	7.08	192
33	1.60	3460	1026	2434	3160	822	2338	3566	930	7.06	178
34	0.70	3582	1084	2498	3500	910	2590	4386	73	7.54	196
35	1.66	3472	1084	2388	3320	863	2457	4336	68	7.23	185
36	1.55	4123	1066	3057	3510	912	2597	4043	851	7.56	204
No. DATOS	32	28	28	28	28	28	28	24	24	24	24
PROM.	1.55	3674	978.9	2695	3203.7	826.6	2377	4117	404.5	7.38	216.5
S	0.3267	757	348.9	667.6	773.9	227.8	579.2	1127.3	251.5	0.226	40.5

TABLA A6. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 3

SALIDAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	ORP Lodos (mV)	pH Lodos
01												
02												
03												
04	550	262	288	86	6	80	164	123	8.49	258		6.86
05	280	206	74	68	6	62	231	119	8.29	296		6.94
06	500	378	122	165	43	122	426	117	8.24	346		6.83
07	496	244	256	250	60	190	386	196	8.17	362		6.74
08	454	148	306	224	26	198	468	179	8.10	390	-107	6.84
09												
10												
11	1784	1270	514	1410	367	1043	2077	483	8.19	502	-82	6.70
12	1566	102	1464	1465	381	1084	1981	386	8.00	576	-91	6.83
13	3350	995	2355	2320	663	1717	3575	1353	8.20	566	-92	6.85
14	6998	2722	4276	6640	1726	4914	5978	1087	8.08	746	-84	6.92
15	2962	1140	1822	2565	830	1735	2419	134	8.28	580	-85	6.94
16	3108	1120	1988	2460	810	1650						
17	3822	986	2836	3290	855	2435						
18	2618	1090	1528	2385	620	1765	2128	266	8.06	520	-94	6.85
19	3614	1314	2300	2730	660	2070	3476	535	7.76	480	-58	6.80
20												
21	3626	1392	2234	3240	842	2398	2909	216	7.60	832	-60	6.81
22	3370	1038	2332	2675	850	1825	2836	210	7.76	502	-61	6.82
23												
24												
25	1726	512	1214	178	53	125	546	336	8.12	584	-51	6.90
26	1284	584	700	505	480	45	628	251	8.00	392	-40	6.89
27	2180	936	1244	1760	580	1180	1830	340	8.24	458	-60	7.05
28	3072	660	2412	2190	569	1621	2000	383	7.78	416	-62	7.06
29	3974	600	3374	3670	954	2716	2012	183	7.92	454	-74	7.06
30				2440	590	1850						
31	2973	925	2048	2300	460	1840						
32	1754	856	1898	1260	328	932	1472	203	8.10	546		7.13
33	3725	1240	2485	3380	879	2501	4744	186	7.94	558	-105	7.22
34	4775	1908	2868	4050	1053	2997	4561	439	7.93	498	-72	7.13
35	2650	1072	1578	2260	588	1672	2439	488	7.95	454		
36	1302	714	588	1190	309	881	2213	85	7.99	372	-71	7.10
No. DATOS	27	27	27	28	28	28	24	24	24	24	18	23
PROM.	2735.7	904.2	1633.3	2041.3	556.7	1487.4	2145.8	345.75	8.05	487	-74.94	6.92
S	1549.7	569.7	1088.16	1492.8	391.9	1114.7	1535.9	301.5	0.20	130.7	18.24	

TABLA A7. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 4

ENTRADAS:

DIA	Q (ml/min)	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	PH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)
1											
2											
3	0.79	3608	560	3048	3325	532	2793	3377	59	7.28	190
4	1.13	3276	1048	2228	3140	1005	2135	3712	395	7.01	170
5	1.62	3862	550	3312	3430	489	2941	3909	319	7.08	178
6	1.40	3520	1252	2268	3025	332	1936	2403	1240	7.17	192
7	1.40	3294	328	2966	3015	253	2713	4167	1042	7.25	182
8	1.65										
9	1.40										
10	1.29	3352	1116	2236	3010	993	2017	4115	2881	7.24	194
11	1.34	3758	1424	2334	3255	1237	2018	4321	617	7.43	252
12	1.30	3308	1308	2000	3290	1151	2138	4938	3704	8.18	218
13	1.46	4900	1460	3440	4085	1225	2859	3757	478	7.65	204
14	1.36	5304	4204	1100	2590	2046	544	5260	478	7.22	208
15	1.14										
16	1.50										
17	1.29	2512	2440	72				3210	205	7.11	174
18	1.60	2994	1174	1870	2810	1068	1742	3659	68	6.99	182
19	1.33	3250	1402	1848	3110	1337	1773	4049	202	7.98	188
20	1.00	2942	1184	1758	2660	1064	1596	3400	467	7.20	196
21	1.42	3150	896	2254	2950	855	2094	3800	600	7.22	220
22	1.50										
23	1.50										
24	1.50	1958	262	1696	1560	203	1357	1793	199	8.02	280
25	1.34	2558	1062	1496	2470	1037	1433	2937	68	7.94	222
26	1.75	2970	846	2124	2830	400	2430	3254	199	7.04	232
27	1.02	1366	750	616	1365	750	615	1726	199	7.07	174
28	1.44	1990	916	1074	1140	390	750	3121	531	7.10	202
29	1.25	2648	1050	1598	2110	844	1266			7.44	190
30	1.18	3028	1160	1868	3010	1144	1866			7.37	226
31	1.25	2944	1292	1652	2770	1219	1551			7.65	272
32	1.05	1792	562	1230	1520	471	1049			7.11	298
33	1.34	1726	824	902	1540	739	801	2844		7.45	232
34	0.74	3080	972	2108	2880	922	1958	3750	595	7.10	262
35	1.48	3352	446	2906	2730	355	2375		644	7.42	254
No. DATOS	33	27	27	27	26	26	26	22	22	27	27
Prom.	1.32	3053.4	1129.2	1924.2	2677.7	848.5	1798	3522.7	690.5	7.34	214.5
S	0.23	873	755.1	802.2	722.3	426.56	687	865.5	902.2	0.34	35.5

TABLA A8. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 4

SALIDAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DOOT (mg/l)	DOOS (mg/l)	pH	ALCALINID (mgCaCO3/	PH LODOS	ORP LODOS (mV)
1												
2							71	47				
3				56	10	46	900	118	7.74	194	6.85	
4	298	100	198	51	28	23	263	167	7.66	234	6.74	-25
5	302	60	242	122	35	87	140	23	7.81	278	6.49	-15
6	722	392	330	75	19	56	438	250	7.80	312	6.48	-24
7	422	326	96	214	64	150			8.02	370	6.34	-51
8												
9							370	309				
10	1184	702	482	410	85	325	3498	617	8.12	412		
11	2780	1356	1424	2735	820	1914	3951	2222	7.74	514	6.63	-104
12	2562	1912	650	2310	693	1617	3770	164	8.68	530	7.48	-69
13	5026	1806	3220	4510	1353	3157	4180	492	8.12	524	7.42	-67
14	5576	4426	1150	2350	705	1645	5260	478	7.96	526	7.43	-62
15											7.39	-73
16							1885	328				
17	2410	1444	966				2276	488	8.04	504	7.51	-78
18	1828	1194	634	1760	528	1232	2348	405	8.10	440	7.53	-85
19	2818	1340	1478	1810	670	1140	3267	400	8.30	472	7.58	-97
20	3008	1074	1934	2330	580	1750	1840	800	7.75	468	7.64	-97
21	1672	556	1116	1190	430	760			8.17	442	7.63	-92
22												
23							1673	239				
24	2138	186	1952	1350	90	1260	533	164	8.09	480		
25	1204	682	522	675	275	400	1155	80	8.21	486	7.56	-78
26	2304	936	1368	1660	498	1162	1235	876	7.82	550	7.63	-320
27	1762	962	800	1350	405	945	637	279	7.99	516	7.46	-34
28	1054	646	408						7.89	536	7.57	-159
29	1884	1152	732	1120	336	784			7.90	540	7.65	-87
30	840	596	244	137	67	70			8.33	538		
31	944	604	340	83	25	58			8.34	536		
32	1144	482	662	73	3	70	1508	278	8.23	468	7.61	-366
33	1548	622	926	1480	444	1036	205	159	8.30	480	7.82	-341
34	2280	1258	1022	1780	534	1246			7.15	530	7.78	-335
35	1998	468	1530	1770	531	1239			8.00	492	7.80	-366
No. DATOS	26	26	26	25	25	25	23	23	27	27	24	
Prom.	1911.8	972.4	939.5	1256.04	369.12	886.8	1761	447	8.0	458.2	7.33	
S	1271.4	859.8	701.4	1105.48	336.3	773.6	1555.8	456.5	0.29	97.9		

TABLA A9. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 5

CONTINUACION...

DIA	Q (ml/min)	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)
47	1.28										
48	1.05	1642	626	1016	1310	459	851	1726	66	8.18	236
49	1.31	1530	556	974	1355	488	867	2267	200	8.18	336
50	1.33	2170	1068	1102	1535	614	921	1837	328	8.04	262
51	1.47	1684	610	1074	1570	565	1005	2614	784	7.24	228
52	1.60	1532	674	858	1500	660	840	1427	713	7.50	328
53	1.50										
54	1.50										
55	1.66	1846	608	1238	1520	502	1018	2222	327	7.10	224
56	1.40	1826	606	1220	1450	270	1180	1634	131	7.70	272
57	1.33				1550	400	1150	2058	398	7.57	242
58	1.45	1854	706	1148	1530	582	948	2917	903	7.58	266
59	1.53	1584	560	1024	1490	300	1190	2148	130	7.54	264
60	1.33	2112	652	1460							
61	1.60										
62	1.50	1980	544	1436	1550	260	1290	2252	514	7.70	256
No. Datos	62	42	42	42	44	44	44	37	34	43	43
Prom.	1.47	1824.3	604.6	1219.7	1548.5	396.4	1152.02	2183	324.9	7.50	236.5
S	0.20	390.6	193.5	386.7	383.1	163.2	393.11	792.8	237.4	0.27	35.3

TABLA A10. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 5

CONTINUACION...

SALIDAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	D00T (mg/l)	D00S (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	pH cana de lodos	ORP LOBOS
47												
48	544	230	314	340	85	255	438	40	8.70	348	7.84	-329
49	1924	1346	578	850	150	700	1280	120			7.92	-376
50	1928	1080	848	1570	370	1200	1299	748	8.57	384	7.69	-336
51	1356	580	776				3137	1098	8.65	382	7.87	-359
52	1398	604	794	1240	330	910	856	156	8.75	382	7.85	-365
53												
54												
55	3247	938	2309	2880	670	2210	2745	471	7.83	418	7.82	-390
56	878	448	430	315	60	255	235	39	7.95	350	7.82	-371
57				92	42	50	287	255	8.12	352	7.81	-387
58	724	404	320	205	43	163	792	250	7.97	352	7.82	-358
59	890	294	596	100	16	84	172	63	7.97	368	7.90	-380
60	882	456	426									
61												
62	756	370	386	50	15	35	2316	849	7.99	358	7.74	-366
No. DATOS	41	41	41	41	39	41	43	43	41	41	33	34
PRDM.	1298	602.14	695.9	670.12	211.35	469.09	911.97	229.07	8.13	336.09	7.56	-354.82
S	857.3	432.5	567	887.9	311.01	602.8	814.8	247.65	0.26	54.83	0.33	23.1

TABLA A11. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 6

CONTINUACION...

ENTRADAS:

DIA	Q (ml/min)	Q SUSTR. (ml/min)	Q TOTAL (ml/min)	SST (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DGOS (mg/l)	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)
44	1.56	0.45	2.01	1980	544	1436	1550	260	1290	2252	514	7.7	256
45	1.33	0.5	1.83	2024	712	1312	1500	260	1240	2235	1922	7.41	250
46	1.38	0.588	1.968	1864	622	1242	1410	230	1180	1686	314	7.77	232
47	1.45	0.528	1.978				1490	160	1330	1902	118	7.64	258
48	1.41	0.596	2.006				1350	240	1110	2287	116	7.4	268
49	1.51	0.566	2.076										
50	1.4	0.591	1.991										
51	1.33	0.645	1.975	2228	746	1482	1900	370	1530	2403	233	7.73	292
52	1.47	0.608	2.078	1954	658	1296	1340	330	1010	2171	155	7.22	226
53	1.32	0.625	1.945	1996	638	1358	1560	280	1280	2008	281	7.48	292
54	1.38	0.678	2.058	2064	644	1420	1550	260	1290	2289	201	7.69	296
55	1.45	0.436	1.886	1920	676	1244	1530	300	1230	1901	214	7.49	254
56	1.6	0.555	2.155	2130	734	1396	1770	410	1360				
57	1.31	0.683	1.993	1964	630	1334	1410	150	1260				
58	1.42	0.666	2.086										
No. DATOS	57	57	57	39	39	39	41	41	41	40	40	39	39
PROM.	1.42	0.48	1.9	1804.74	616.41	1188.33	1492.8	453.8	1076.15	2009.55	326.95	7.53	241.69
S	0.12	0.18	0.2	309.34	176.73	309.83	296.89	343.81	308.3	568.44	325.26	0.25	35.15
SUMA	81.05	27.341	108.391	70385	24040	46345	61205	18606	44122	80382	13078	293.82	9426

TABLA A12. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LA CORRIDA 6

CONTINUACION...

SALIDAS:

DIA	STT (mg/l)	STF (mg/l)	STV (mg/l)	SST (mg/l)	SSF (mg/l)	SSV (mg/l)	DQOT (mg/l)	DQOS (mg/l)	pH ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	pH cama de lodos	ORP L003S	
44	2194	868	1326	1270	310	960	2393	926	7.62	504	7.49	-363
45	2302	966	1336	520	80	440	2196	1098	7.35	498	7.51	-345
46	2258	932	1326	1040	140	900	1961	1333	7.73	518		-349
47				135	10	125	569	431	7.76	460		-371
48				330	60	270	814	310	7.62	506	7.55	-356
49												
50												
51	2436	996	1440	1330	270	1060	2093	543	7.61	548		
52	3032	1258	1774	1930	420	1510	3411	543	7.26	524		
53	1744	828	916	710	120	590	1124	562	7.59	518		
54	2824	956	1868	1540	270	1270	2731	643	7.58	532		
55	1530	830	700	395	30	365	964	843	7.75	516		
56	1836	820	1016	680	50	630						
57	2042	880	1162	765	150	615						
58	2568	1070	1498	1120	265	855			7.78	510		
No. DATOS	40	40	40	42	42	42	40	40	39	39	28	30
PROM.	1499.25	695.65	803.6	604.93	105.17	502.38	1302.5	577.8	7.8	430.1	7.38	-348.73
S	688.25	265.25	461.56	573.86	128.24	452.15	956.74	386.64	0.35	92.89	0.22	20.2
SUMA	59970	27826	32144	25407	4417	21100	52100	23112	304.36	16774	206.74	-10462

APENDICE

B

BALANCES DE DQO

Los balances de DQO se realizaron con base en la siguiente ecuación:

$$DQOt(\text{Influente}) = DQOt(\text{Efluente}) + DQOt(\text{Acumulada}) + DQOt(\text{degradada})$$

La DQO que ingresó y que salió del reactor respectivamente, se calculó empleando la siguiente expresión:

$$DQOt = \sum_{i=1}^n V_i * DQOt_i$$

donde:

- n = Número de días de la corrida.
- V_i = Volumen alimentado del día.
- $DQOt_i$ = DQO total del día.

El término de DQO acumulada corresponde a la DQO que poseen los lodos que se acumularon en el interior del reactor en el transcurso de la corrida. Su valor se obtiene multiplicando el volumen de lodos obtenidos al término de la corrida por su concentración de SSV y por un factor determinado experimentalmente que expresa la cantidad de DQO contenida por unidad de masa de SSV que denominaremos F; un ejemplo del cálculo de este factor se muestra en la tabla B1.

TABLA B1. Ejemplo de calculo del factor F para la corrida 3.

DIA	DQOTs	DQOSs	SSV	$F = \frac{DQOTs - DQOSs}{SSV}$
13	3575	1353	1717	1.30
22	2836	210	1825	1.43
27	1830	340	1180	1.20
33	4744	186	2501	1.82
				F = 1.43

Finalmente, el término DQO degradada se calcula bajo la consideración de que toda la materia degradada fue transformada a metano. De acuerdo a la estequiometría de la siguiente reacción, se puede determinar la DQO contenida en el metano:



por lo tanto, la cuantificación del metano producido se hace necesaria a fin de introducirla en el balance.

- Cuantificación de metano.

Debe tomarse en cuenta que una parte del gas producido escapó en el efluente en forma soluble, mientras que el resto fue recuperado en el contenedor.

a) CH₄ recuperado.

Del total del biogás recuperado, se determinó mediante el cromatógrafo la fracción que correspondía a CH₄, y a fin de facilitar su utilización, los datos de volumen recuperado de biogás fueron transformados a condiciones normales (T = 0°C, P = 1 atm), partiendo de las condiciones a las cuales se llevo a cabo la experimentación (T = 35°C y P = 0.769 atm).

Dado que a condiciones normales, 1 mol de CH₄ ocupa 22.413 l, la masa recuperada de CH₄ se calcula con la siguiente ecuación:

$$\text{Masa de CH}_4 \text{ (g)} = \sum_{i=1}^n (V_{\text{TPN}})_i * (\% \text{CH}_4 / 100)_i * (16 / 22.413)$$

donde: V_{TPN} = Volumen de gas recuperado en el día i, expresado en condiciones normales (litros).

%CH₄i = % de CH₄ en el gas recuperado en el día i..

b) CH₄ perdido en el efluente.

Este se calcula mediante la ley de Henry:

$$P(\text{CH}_4) = H * X(\text{CH}_4)$$

donde:

$$P(\text{CH}_4) = \text{Presión parcial de metano (atm).}$$

$$H = \text{Constante de Henry (} \frac{\text{atm}}{\text{mol CH}_4 / \text{mol solución}} \text{)}$$

$$\text{Así tenemos: } X(\text{CH}_4) = P(\text{CH}_4) / H$$

para CH₄ a 35°C y presión atmosférica en la Ciudad de México:

$$H = 4.8 * 10^4 \text{ atm/fracc. mol y}$$

$$P(\text{CH}_4) = (0.7697 \text{ atm}) * A$$

donde A = Fracción de CH₄ en biogás, por lo tanto:

$$X(\text{CH}_4) = \frac{A * (0.7697 \text{ atm})}{4.8 * 10^4 \text{ atm / (mol CH}_4 / \text{mol sol)}}$$

$$X(\text{CH}_4) = A(1.6036 * 10^{-5} \text{ mol CH}_4 / \text{mol sol})$$

tomando como base de cálculo 1 litro, se tiene que a 35°C la densidad del agua es 993 g/l, por lo tanto, en un litro existirán 55.16 moles de agua. Comparando $1.6035 * 10^{-5}$ con 55.16, el primer valor puede considerarse despreciable, por lo que se consideró este último valor como la cantidad total de solución y así se obtuvo (para 35°C y 0.77 atm.):

$$[\text{CH}_4] \text{ g/l} = (1.6036 * 10^{-5} \frac{\text{mol CH}_4}{\text{mol sol}}) (55.16 \frac{\text{mol sol}}{\text{litro}}) (16 \text{ g/mol})$$

$$\text{Concentración de CH}_4 \text{ disuelto (g/l)} = 0.01415(A)$$

Finalmente la masa total de CH₄ perdido en el efluente se calcula como:

$$\text{Masa de CH}_4 = \sum V_i * A_i * (0.01415)$$

donde: Masa de CH₄ = gramos.

A_i = Fracción de CH₄ en biogás del día i.

V_i = Volumen de efluente (litros), del día i.

En las tablas B3, B5, B7, B9 y B11 se muestran los resultados de la cuantificación de metano para las corridas 2 a 6 respectivamente. Por otra parte, las tablas B2, B4, B6, B8 y B10 muestran los resultados de los balances de DQO para las corridas 1 a 5 respectivamente.

Balance de DQO corrida 1

De la tabla B2 se obtienen los valores para:

$$DQOt(\text{Influyente}) = 156.1 \text{ g}$$

$$DQOt(\text{Efluyente}) = 85.4 \text{ g}$$

al final de la corrida se obtuvieron 3 litros de lodos con un contenido de SSV=8.113g/l y el valor de F=1.4, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 34.07 \text{ g}$$

en ésta corrida no se cuantificó el CH₄ producido y por lo tanto ese término se eliminó del balance, así se obtuvo:

$$156.1\text{g} \approx 119.47\text{g}$$

Balance de DQO corrida 2

De la tabla B4 se obtiene:

$$DQOt(\text{Influyente}) = 162.397 \text{ g}$$

$$DQOt(\text{Efluyente}) = 27.475 \text{ g}$$

al final de la corrida se obtuvieron 3.6 litros de lodos con un contenido de SSV=10.537g/l y el valor de F=1.59, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 60.314 \text{ g}$$

de la tabla B3 se tiene que el CH₄ producido fue 3.466 g y por lo tanto:

$$DQO(\text{Degradada}) = 13.866 \text{ g}$$

introduciendo éstos valores a la ecuación de balance se obtiene:

$$162.397\text{g} \approx 101.655\text{g}$$

Balance de DQO corrida 3

De la tabla B6 se obtiene:

$$DQOt(\text{Influente}) = 217.81 \text{ g}$$

$$DQOt(\text{Efluente}) = 109.72 \text{ g}$$

El volumen de lodos finales fue 4.225 litros y tuvo un contenido de SSV=6.470 g/l; el valor de F para esta corrida fue 1.43, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 39.1 \text{ g}$$

de la tabla B5 se obtiene que la producción de CH₄ fue 5.673 g y por lo tanto:

$$DQOt(\text{degradada}) = 22.7 \text{ g}$$

sustituyendo éstos valores en la ecuación de balance se obtiene:

$$217.91\text{g} \approx 171.52\text{g}$$

Balance de DQO corrida 4

De la tabla B8 se obtienen los siguientes resultados:

$$DQOt(\text{Influente}) = 146.7 \text{ g}$$

$$DQOt(\text{Efluente}) = 69.75 \text{ g}$$

los lodos acumulados al final de la corrida fueron 4.35 litros y presentaron un contenido de SSV=6.750 g/l, el valor de F para ésta corrida fue 1.49, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 43.75 \text{ g/l}$$

finalmente, la cantidad de metano producido (tabla B7) fue 5.29 g, de modo que:

$$DQOt(\text{Degradada}) = 21.162 \text{ g}$$

así, el balance queda como:

$$146.7\text{g} \approx 134.663 \text{ g}$$

Balance de DQO corrida 5

De los datos de la tabla B10 se obtiene:

$$DQOt(\text{Influyente}) = 188.44 \text{ g}$$

$$DQOt(\text{Efluente}) = 84.462 \text{ g}$$

los lodos finales fueron 4.42 litros con SSV=6.2 g/l; el valor de F=1.43, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 39.19 \text{ g}$$

la producción total de metano para ésta corrida fue 4.553 g, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Degradada}) = 18.212 \text{ g}$$

sustituyendo en la ecuación de balance:

$$188.44 \text{ g} \neq 141.864 \text{ g}$$

Balance de DQO corrida 6

En ésta corrida se alimentó sustrato al reactor además de los lodos, por lo tanto el término de DQOt(Influyente) del balance se modifica de la siguiente manera:

$$DQOt(\text{Influyente}) = (Q_{\text{Lodos}} * DQOt_{\text{Lodos}}) + (Q_{\text{sustrato}} * DQOt_{\text{sustrato}})$$

donde: Q_{Lodos} = Gasto volumétrico de lodos.

Q_{Lodos} = Gasto volumétrico de sustrato.

así, de la tabla B12 se obtienen los datos para:

$$DQOt(\text{Influyente}) = 391.79 \text{ g}$$

$$DQOt(\text{Efluente}) = 148.11 \text{ g}$$

al finalizar la corrida se obtuvieron 4.3 litros de lodos con un contenido de SSV=4.32 g/l, el valor calculado para el factor F fue 1.43, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Acumulada}) = 34.14 \text{ g}$$

el CH₄ total producido durante la corrida fue 11.12 g, por lo tanto:

$$DQOt(\text{Degradada}) = 44.48 \text{ g}$$

sustituyendo en la ecuación de balance se obtiene:

$$391.79 \text{ g} \neq 226.73 \text{ g}$$

TABLA B2. BALANCE DE DQO -CORRIDA 1-

DIA	DQOTe (mg/l)	DQOTs (mg/l)	Q*DQOe (g)	Q*DQOs (g)
1				
2				
3	1438	900	6.212	3.888
4	2937	425	12.687	1.836
5				
6	434	434	1.874	1.874
7	1116	625	4.821	2.700
8				
9				
10	2366	1294	10.221	5.590
11	1330	710	5.745	3.067
12	2590	450	11.188	1.944
13	1850	1651	7.992	7.132
14	2344	1283	10.126	5.542
15				
16				
17	2622	1618	11.327	6.989
18	3320	2687	14.342	11.607
19				
20	2857	985	12.342	4.255
21	1547	655	6.683	2.829
22				
23				
24				
25	1954	1337	8.441	5.775
26	3909	2675	16.886	11.556
27	2264	492	9.780	2.125
28	1260	1550	5.443	6.696
29				
30				

Total = 156.11g 85.42g

TABLA B3. CUANTIFICACION DE METANO -CORRIDA 2-

DIA	XCHA	Prod. Gas CH4 (TPN) (l)	CH4 PERDIDO EN EFLENTE (g)	MASA CH4 RECUPERADO (g)
1	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
2	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
3	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
4	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
5	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
6	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
7	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
8	0.0	0.0000	0.0000	0.0000
9	5.0	0.0205	0.0007	0.0015
10	6.0	0.0478	0.0021	0.0018
11	6.5	0.1638	0.0076	0.0020
12	8.0	0.1708	0.0098	0.0024
13	9.5	0.2330	0.0158	0.0029
14	15.0	0.2511	0.0269	0.0046
15	20.0	0.2661	0.0380	0.0061
16	23.0	0.2751	0.0452	0.0070
17	27.0	0.3773	0.0727	0.0082
18	30.0	0.4695	0.1005	0.0092
19	28.0	0.5340	0.1067	0.0085
20	27.0	0.4591	0.0884	0.0083
21	28.5	0.3950	0.0803	0.0087
22	31.0	0.3930	0.0870	0.0094
23	36.0	0.4532	0.1165	0.0110
24	47.0	0.4010	0.1345	0.0143
25	50.0	0.5233	0.1868	0.0153
26	34.0	0.4776	0.1160	0.0104
27	40.0	0.4776	0.1364	0.0122
28	48.0	0.4507	0.1544	0.0146
29	53.0	0.4061	0.1536	0.0162
30	55.0	0.4519	0.1774	0.0168
31	58.0	0.4591	0.1900	0.0177
32	54.0	0.4619	0.1780	0.0165
33	51.0	0.4655	0.1695	0.0156
34	54.0	0.4775	0.1841	0.0165
35	56.0	0.4673	0.1868	0.0171
36	54.0	0.5253	0.2025	0.0165
37	55.0	0.4844	0.1901	0.0168
TOTAL=		10.1175	3.1580	0.3085

TABLA B4. BALANCE DE DQO -CORRIDA 2-

DIA	DQOe (mg/l)	DQOs (mg/l)	Q+SSTe (g)	Q+SSTs (g)
1	2107		4.551	
2	1562	175	3.374	0.3780
3				
4				
5	2875	80	6.210	0.1728
6	3354	561	7.244	1.2117
7				
8	4450	415	9.612	0.8964
9	4471	417	9.657	0.9007
10				
11				
12	2952	1907	6.376	4.1191
13	2246	166	4.851	0.3586
14				
15	2592	72	5.598	0.1555
16				
17				
18				
19	3009	261	6.499	0.5638
20	2546	341	5.499	0.7366
21	3043	258	6.572	0.5573
22	3043	382	6.572	0.8251
23	4100	714	8.856	1.5422
24				
25				
26	2678	381	5.784	0.8230
27	2521	212	5.445	0.4580
28	3746	243	8.091	0.5249
29	4771	177	10.305	0.3823
30	2912	1113	6.289	2.4041
31				
32				
33	2699	162	5.829	0.3500
34	4735	129	10.227	0.2786
35	697	1285	1.505	2.7756
36	3900	862	8.424	1.8620
37	4175	2407	9.018	5.200
TOTAL=			162.39	27.475

TABLA B5. CUANTIFICACION DE CH4 - CORRIDA 3 -

DIA	% CH4	PROD.GAS (TPS) (l/d*a)	MASA RECUPERADEN (g)	CHACHA PERDIDO EFLUENTE (g)
01	0.00	0.0000	0.0000	0.0000
02	0.00	0.0000	0.0000	0.0000
03	0.00	0.0000	0.0000	0.0000
04	0.00	0.0000	0.0000	0.0000
05	0.00	0.0000	0.0000	0.0000
06	0.00	0.0000	0.0000	0.0000
07	42.60	0.1640	0.0498	0.0180
08	50.20	0.2130	0.0763	0.0148
09	50.00	0.2423	0.0865	0.0214
10	50.00	0.7942	0.2835	0.0141
11	50.98	0.8105	0.2950	0.0143
12	46.57	0.4274	0.1421	0.0192
13	64.21	0.7794	0.3573	0.0123
14	61.70	0.4601	0.2026	0.0170
15	55.40	0.4683	0.1852	0.0151
16	55.00	0.1244	0.0488	0.0189
17	55.00	0.2702	0.1061	0.0168
18	57.30	0.3275	0.1340	0.0190
19	59.80	0.6550	0.2796	0.0202
20				
21	56.02	0.7123	0.2848	0.0200
22	52.24	0.4020	0.1499	0.0231
23	50.00	0.1091	0.0389	0.0169
24		0.0000		
25	42.80	0.0164	0.0050	0.0106
26	52.24	0.4126	0.1539	0.0150
27	63.58	0.5796	0.2631	0.0227
28	44.68	0.5567	0.1775	0.0177
29	57.28	0.7123	0.2912	0.0149
30	57.00	0.7123	0.2898	0.0154
31	57.91	0.9563	0.3953	0.0189
32	57.91	0.8547	0.3533	0.0172
33	57.91	0.5223	0.2160	0.0189
34	61.06	0.8400	0.3661	0.0088
35	61.06	0.0573	0.0250	0.0207
36	66.73	0.7729	0.3681	0.0211
Total=		13.953	5.625	0.0483

TABLA B6. BALANCE DE DQO - CORRIDA 3 -

DIA	Q (ml/min)	DQDe (mg/l)	DQOs (mg/l)	Q*DQDe (g)	Q*DQOs (g)
01					
02					
03	1.50	2787	164	6.02	0.35
04	1.50	3116	231	6.73	0.50
05	1.20	2624	426	4.53	0.74
06	2.08	6646	386	19.91	1.15
07	1.45	5804	468	12.12	0.98
08	2.10				
09	1.38				
10	1.38	5314	2077	10.56	4.13
11	2.02	5153	1981	14.99	5.76
12	0.94	3945	3575	5.34	4.84
13	1.35	3261	5978	6.34	11.62
14	1.34	3226	2419	6.22	4.67
15	1.69				
16	1.50				
17	1.63	3103	2128	7.28	4.99
18	1.66	4100	3476	9.80	8.31
19					
20	1.75	3592	2909	9.05	7.33
21	2.17	3501	2836	10.94	8.86
22	1.66				
23	1.97				
24	1.21	3852	546	6.71	0.95
25	1.41	3835	628	7.78	1.27
26	1.75	4113	1830	10.36	4.61
27	1.94	3688	2000	10.30	5.59
28	1.27	7012	2012	12.82	3.68
29	1.33				
30	1.60				
31	1.46	3807	1472	8.00	3.09
32	1.60	3566	4744	8.21	10.93
33	0.70	4386	4561	4.42	4.60
34	1.66	4336	2439	10.36	5.83
35	1.55	4043	2213	9.02	4.94
TOTAL =				217.81	109.72

TABLA B7. CUANTIFICACION DE CH4 - CORRIDA 4 -

DIA	PROD. GAS T.P.N. (l/d ³ a)	X CH4	MASA CH4CH4 PERDIDO	
			RECUPERADEN (g)	EFLUENTE (g)
1	0.0000	0.00	0.0000	0.0000
2	0.0000	0.00	0.0000	0.0000
3	0.0000	0.00	0.0000	0.0000
4	0.0000	0.00	0.0000	0.0000
5	0.0000	0.00	0.0000	0.0000
6	0.0000	0.00	0.0000	0.0000
7	0.0000	4.02	0.0000	0.0011
8	0.0480	20.00	0.0068	0.0067
9	0.1516	40.00	0.0433	0.0041
10	0.2125	47.83	0.0725	0.0126
11	0.3766	54.76	0.1472	0.0145
12	0.3209	48.46	0.1110	0.0129
13	0.3013	46.57	0.1096	0.0139
14	0.3144	50.98	0.1144	0.0141
15	0.6255	51.00	0.2277	0.0118
16	0.5121	51.00	0.1864	0.0156
17	0.4683	57.28	0.1915	0.0151
18	0.4749	50.35	0.1707	0.0164
19	0.4175	45.94	0.1370	0.0124
20	0.4012	52.24	0.1496	0.0106
21	0.4339	54.76	0.1697	0.0159
22	0.4980	55.00	0.1955	0.0169
23	0.6140	55.00	0.2411	0.0168
24	0.2456	60.80	0.1066	0.0185
25	0.9988	62.32	0.4443	0.0170
26	0.6386	56.65	0.2583	0.0202
27	0.3439	50.98	0.1252	0.0106
28	0.4978	52.24	0.1856	0.0153
29	0.5616	53.00	0.2125	0.0135
30	0.5895	53.00	0.2230	0.0127
31	0.7696	55.40	0.3044	0.0141
32	0.7041	54.76	0.2752	0.0117
33	0.5240	53.50	0.2000	0.0146
34	0.3275	50.98	0.1191	0.0077
35	0.4421	54.13	0.1708	0.0163
		Total=	4.899g	0.3915g

TABLA B8. BALANCE DE DQO - CORRIDA 4 -

DIA	Q (ml/min)	DQOT (mg/l)	DQOT (mg/l)	Q*DQOTe (g)	Q*DQOTs (g)
1					
2					
3	0.79	3377	71	3.84	0.081
4	1.13	3712	900	6.04	1.464
5	1.62	3907	263	9.11	0.614
6	1.40	2403	140	4.84	0.282
7	1.40	4167	438	8.40	0.883
8	1.65				
9	1.40				
10	1.29	4115	370	7.64	0.687
11	1.34	4321	3498	8.34	6.750
12	1.30	4938	3951	9.24	7.400
13	1.46	3757	3770	7.90	7.920
14	1.36	5260	4180	10.3	8.180
15	1.14		5260		
16	1.50				
17	1.29	3210	1885	5.96	3.500
18	1.60	3659	2276	8.43	5.240
19	1.33	4049	2348	7.75	4.500
20	1.00	3400	3267	4.90	4.700
21	1.42	3800	1840	7.77	3.760
22	1.50				
23	1.50				
24	1.50	1793	1673	3.87	3.610
25	1.34	2937	533	5.67	1.030
26	1.75	3254	1155	8.20	2.910
27	1.02	1726	1235	2.53	1.810
28	1.44	3121	637	6.47	1.320
29	1.25				
30	1.18				
31	1.25				
32	1.05				
33	1.34	2844	1508	5.49	2.910
34	0.74	3750	205	4.00	0.200
35	1.48				
			TOTAL=	146.7	69.75

TABLA B9 CUANTIFICACION DE CH4 - CORRIDA 5 -

DIA	% CH4	Prod.Gas (TPS) (l/d)	Masa CH4 recuperado (g)	CH4 perdido en efluente (g/l)
1	0.000	0.000	0.000	0.0000
2	0.000	0.000	0.000	0.0000
3	1.45	0.1309	0.001	0.0003
4	7.31	0.1261	0.007	0.0017
5	10.30	0.1588	0.017	0.0029
6	4.38	0.3275	0.055	0.0015
7	23.38	0.0600	0.000	0.0080
8	16.36	0.1957	0.023	0.0053
9	18.44	0.0000	0.000	0.0055
10	13.46	0.0000	0.000	0.0040
11	37.42	0.0714	0.019	0.0124
12	40.00	0.0779	0.022	0.0112
13	61.76	0.2678	0.188	0.0195
14	58.95	0.0000	0.000	0.0226
15	22.45	0.0000	0.000	0.0065
16	47.72	0.0000	0.000	0.0137
17	62.70	0.0000	0.000	0.0191
18	63.00	0.0000	0.000	0.0191
19	63.00	0.0000	0.000	0.0197
20	63.20	0.0000	0.000	0.0196
21	53.80	0.0409	0.016	0.0240
22	56.15	0.0458	0.018	0.0168
23	62.23	0.0883	0.040	0.0164
24	51.46	0.0625	0.030	0.0116
25	55.00	0.0614	0.024	0.0158
26	58.01	0.0442	0.018	0.0163
27	57.08	0.0435	0.018	0.0157
28	55.21	0.0471	0.019	0.0177
29	56.14	0.0064	0.003	0.0166
30	50.53	0.0262	0.009	0.0157
31	64.10	0.1090	0.050	0.0209
32	36.49	0.0185	0.005	0.0084
33	48.65	0.0185	0.006	0.0149
34	52.40	0.0000	0.000	0.0192
35	45.85	0.0760	0.025	0.0143
36	59.89	0.5805	0.248	0.0162
37	58.02	0.3242	0.134	0.0140
38	48.66	0.2930	0.083	0.0137
39	48.00	0.2080	0.071	0.0133
40	48.00	0.2080	0.071	0.0195
41	29.00	0.0000	0.000	0.0083
42	54.27	0.0633	0.025	0.0083
43	37.43	0.0633	0.170	0.0166
44	47.72	0.0285	0.010	0.0114
45	54.27	0.0511	0.020	0.0163
46	60.82	0.0513	0.022	0.0145

TABLA B10. BALANCE DE DQO - CORRIDA 5 -

DIA	Q (ml/min)	DQOTe (mg/l)	DQOTs (mg/l)	Q*DQOTe (g)	Q*DQOTs (g)
1	1.80	3765		9.758	0.000
2	1.60	3608	151	8.313	0.348
3	1.16	1882	201	3.144	1.336
4	1.14				
5	1.40				
6	1.60	1621	452	3.735	1.041
7	1.68	2039	142	4.932	0.343
8	1.58	1720	129	3.914	0.293
9	1.48	1138	104	2.425	0.222
10	1.45	806	258	1.683	0.539
11	1.63				
12	1.38				
13	1.55	1741	118	3.886	0.263
14	1.88	1769	286	4.789	0.775
15	1.41	1667	2160	3.384	4.386
16	1.41	1282	850	2.603	1.726
17	1.50	840	930	1.814	2.009
18	1.49				
19	1.54				
20	1.52	1800	2334	3.939	5.109
21	2.19	2836	1806	8.943	5.695
22	1.47	2252	250	5.402	0.530
23	1.30	1875	333	3.510	0.624
24	1.11	2708	458	4.328	0.733
25	1.41				
26	1.38				
27	1.35	2241	504	4.356	0.980
28	1.58	2218	1371	5.046	3.120
29	1.45	2083	968	4.349	2.021
30	1.53	3228	1423	7.112	3.136
31	1.60	1318	1739	3.036	4.010
32	1.13				
33	1.50				
34	1.80	2964	158	7.682	0.410
35	1.54	1547	549	3.430	1.218
36	1.33	1477	253	2.828	0.485
37	1.19	1423	2439	2.438	4.180
38	1.38	1344	585	2.670	1.163
39	1.36				
40	2.00				
41	1.40	1455	794	2.933	1.601
42	1.50	1693	1719	3.656	3.713
43	1.50	1141	686	2.464	1.482
44	1.68	1692	602	4.093	1.456
45	1.31	2327	906	4.389	1.709
46	1.56				

TABLA B9 CUANTIFICACION DE CH4 - CORRIDA 5 -

CONTINUACION...

DIA	% CH4	Prod.Gas (TPS) (1/d)	Masa CH4 recuperado (g)	CH4 perdido en efluente (g)
44	47.72	0.0285	0.010	0.0114
45	54.27	0.0511	0.020	0.0163
46	60.82	0.0513	0.022	0.0145
47	60.00	0.0263	0.011	0.0193
48	54.27	0.0233	0.009	0.0156
49	43.04	0.0242	0.007	0.0116
50	50.53	0.0155	0.006	0.0115
51	74.40	0.0188	0.010	0.0137
52	56.14	0.3062	0.123	0.0223
53	60.00	0.3000	0.128	0.0183
54	60.00	0.3063	0.131	0.0183
55	70.18	0.3390	0.170	0.0183
56	47.72	0.2505	0.085	0.0237
57	62.70	0.2898	0.130	0.0136
58	57.42	0.1850	0.076	0.0170
59	59.89	0.3357	0.143	0.0169
60	60.00	0.2898	0.124	0.0186
61	60.00	0.5453	0.233	0.0162
62	66.44	0.4437	0.210	0.0195
TOTAL=		7.561	3.676	0.8765

TABLA B10. BALANCE DE DQO - CORRIDA 5 -

CONTINUACION...

DIA	Q (ml/min)	DQOTe (mg/l)	DQOTs (mg/l)	Q*DQOTe (g)	Q*DQOTs (g)
44	1.68	1692	602	4.093	1.456
45	1.31	2327	906	4.389	1.709
46	1.56				
47	1.28				
48	1.05	1726	438	2.609	0.663
49	1.31	2267	1280	4.276	2.415
50	1.33	1837	1299	3.518	2.488
51	1.47	2614	3137	5.533	6.640
52	1.60	1427	856	3.287	1.973
53	1.50				
54	1.50				
55	1.66	2222	2745	5.311	6.561
56	1.40	1634	235	3.294	0.474
57	1.33	2058	287	3.941	0.550
58	1.45	2917	792	6.090	1.660
59	1.53	2148	172	4.732	0.379
60	1.33				
61	1.60				
62	1.50	2252	2316	4.864	5.003
TOTAL=				188.44	84.462

TABLA B11. CUANTIFICACION DE CH4 - CORRIDA 6 -

DIA	% CH4	Prod.Gas (TPN) (l/d)	Masa CH4 recuperada (g)	CH4 perdido en efluente (g)
1				
2	0	0	0	0
3	0	0	0	0
4	0	0	0	0
5	0	0	0	0
6	0	0	0	0
7	0	0	0	0
8	0	0	0	0
9	0	0	0	0
10	16.4	0.1485	0.017	0.0044
11	14.96	0.0193	0.002	0.0044
12	22.45	0.0358	0.006	0.0068
13	47.72	0.1807	0.062	0.1312
14	44.91	0.2224	0.071	0.01089
15	48.65	0.1637	0.057	0.01348
16	38.83	0.0866	0.024	0.01337
17	45.1	0.3275	0.105	0.01157
18	45.85	0.5715	0.187	0.01373
19	46.78	0.4339	0.145	0.01144
20	39.76	0.4732	0.134	0.01
21	40	0.3674	0.105	0.0103
22	45	0.3366	0.108	0.0133
23	51.46	0.3434	0.126	0.0147
24	39.76	0.3583	0.102	0.0124
25	44.91	0.3815	0.122	0.0134
26	43.98	0.3848	0.121	0.0145
27	48.66	0.4036	0.14	0.0146
28	35.55	0.37	0.094	0.0113
29	45	0.483	0.155	0.0119
30	50.53	0.4971	0.179	0.0142
31	52.4	0.5699	0.213	0.0144
32	59.89	0.5548	0.237	0.0171
33	49.8	0.6304	0.224	0.0147
34	48.65	0.5453	0.189	0.0158
35	50			0.0155
36	60	0.465	0.199	0.0182
37	67.38	0.4634	0.223	0.0226
38	58.02	0.744	0.308	0.0169
39	37.42	0.4846	0.13	0.0106
40	40	0.5501	0.157	0.0118
41	47.72	0.781	0.266	0.0148
42	48	0.668	0.229	0.0135
43	48	0.4748	0.163	0.0157

TABLA B12. BALANCE DE DQO - CORRIDA 6 -

DIA	Q (lodos) (ml/min)	Q(sustra) (ml/hr)	DQOTe (mg/l)	DQOTs (mg/l)	Q*DQOTe (g)	Q*DQOTs (g)
1						
2	1.9	17.4	1800	307	4.538	0.84
3	1.75	22.3	2836	237	6.104	0.598
4	1.57	12.8	2552	103	5.226	0.233
5	1.35	15.2	1875	233	3.925	0.454
6	1.484	4.44	2708	400	5.777	0.855
7	1.468	7.7			0.484	
8	1.518	8.3			0.521	
9	2.091	41.43	2241	387	7.59	1.165
10	2.007	41.23	2218	500	7.273	1.445
11	1.8	19.8	2083	194	5.877	0.503
12	1.85	22	3228	553	8.744	1.478
13	1.8	27	1318	648	4.83	1.68
14	1.63	26.4			2.217	
15	1.793	26			2.184	
16	2.2	30.6	2964	585	10.635	1.853
17	1.846	35.2	1547	523	6.743	1.4
18	2.003	32	1477	1308	6.705	3.773
19	1.863	39.8	1423	1707	6.91	4.58
20	1.846	37	1344	3306	6.518	8.791
21	1.903	38			5.317	
22	1.855	24.3			3.4	
23	1.951	32.5	1455	1032	7.501	2.9
24	2.101	34.3	169	1836	5.171	5.556
25	2.061	35.5	1141	806	8	2.393
26	2.176	33.4	1692	1504	9.205	4.714
27	2.013	32.6	2327	2943	10.058	8.532
28	2.101	32.5			5.116	
29	1.838	32.3			5.085	
30	1.928	32.9	1726	1155	9.043	3.207
31	2.063	42.8	2267	920	11.71	2.733
32	1.915	30.9	1837	1456	8.976	4.015
33	1.95	30	2614	1686	10.577	4.734
34	2.113	30.8	1427	1673	8.543	5.1
35	1.53	0			0	
36	2.006	31			5.289	
37	2.15	30	2222	863	10.398	2.672
38	1.953	31.4	1634	627	8.722	1.763
39	1.39	0	2058	3904	4.119	7.814
40	2.015	33.9	2917	1667	11.875	4.837
41	2.06	31.8	2148	781	10.158	2.317
42	1.905	31.5			5.375	
43	1.61	0			0	

TABLA B11. CUANTIFICACION DE CH4 -CORRIDA 6 -

CONTINUACION...

DIA	% CH4	Prod.Gas (TPN) (l/d)	Masa recuperada (g)	CH4 perdido en efluente (g)
44	49.13	0.6222	0.218	0.0156
45	55.21	0.7123	0.28	0.0149
46	56.61	0.7123	0.288	0.016
47	55.21	0.8564	0.337	0.0163
48	51.93	0.8646	0.32	0.0149
49	52	0.7123	0.264	0.016
50	52	1.1642	0.432	0.0148
51	52.87	0.8891	0.335	0.0143
52	56.14	1.3918	0.557	0.0168
53	53.34	0.9988	0.381	0.0143
54	55.21	1.3158	0.519	0.0155
55	57.08	1.3639	0.556	0.0168
56	52.3	1.1789	0.44	0.017
57	40.23	1.3951	0.4	0.0107
58	56.3	1.2788	0.514	0.0162
No. DATOS	49	48	49	49
PRDM.	47.33	0.6	0.21	0.02
S	9.94	0.36	0.15	0.02
SUMA	2319.1	28.9766	10.441	0.79358

TABLA B12. BALANCE DE DBO - CORRIDA 6 -

CONTINUACION...

DIA	Q (ml/min)	Q(sustra) (ml/hr)	DQOTe (mg/l)	DQOTs (mg/l)	Q+DQOTe (g)	Q+DQOTs (g)
44	2.01	27	2252	2393	9.666	6.926
45	1.83	30	2235	2196	9.399	5.787
46	1.968	35.5	1686	1961	9.374	5.56
47	1.978	31.7	1902	569	9.38	1.621
48	2.006	35.8	2287	814	10.752	2.352
49	2.076	34				
50	1.991	35.5				
51	1.975	38.7	2403	2093	11.205	5.953
52	2.078	36.5	2171	3411	10.823	10.21
53	1.945	37.5	2008	1124	10.215	3.149
54	2.058	40.7	2289	2731	11.493	8.095
55	1.886	26.2	1901	964	8.44	2.619
56	2.155	33.3				
57	1.993	41				
58	2.086	40				2.9
No. DATOS	57	54	40	40	57	41
PRDM.	1.9	30.41	2009.55	1302.5	6.87	3.61
S	0.2		568.44	956.74	3.18	2.55
SUMA	108.391	1642.2	80382	52100	391.792	148.107

BIBLIOGRAFIA

- APHA-AWNA-WPCF (1985) "Standard Methods for the examination of water and wastewater" 16th. Edition.
- Arias Osorio A. y Noyola Robles A. (1988) "Tratamiento de un agua urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB)" en Avances de Ingeniería Química, Leyva R., Medellín F. y Navarro J. Editores, Pp. 477-483.
- González Ugalde L. (1988) "Efecto de la agitación en la transformación de lodos activados de purga en inóculo anaerobio para reactores de tipo lecho de lodos". Proyecto terminal, División de Ciencias Básicas e Ingeniería UAM-A.
- Gujer W. and Zehnder A.J.B. (1983). "Conversion processes in anaerobic digestion" Water Science and Technology, Vol. 15, Pp. 127-167.
- Lara Magaña Marcela (1990) "Arranque y operación de reactores UASB a escala piloto, bajo diferentes condiciones de alimentación" Tesis de licenciatura Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Veracruzana.
- Lettinga G., Velsen Van A.F.M., Hobma S.W., Zeeuw de W. and Klapwijk A. (1980) "Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment". Biotechnology and Bioengineering Vol. XXII, Pp. 699-734.

- Lettinga G., de Zeeuw W.J., Hulshoff Pol L.H., Hobma S.W., Grin P.C., Wiegant W.m., Van Velsen A.F.M., Koster I.W. (1982) "Anaerobic waste water treatment using the UASB treatment process" Avances en digestión anaerobia. II Curso regional de la OEA, "Combustibles por fermentación" UAM-ICAITI.

- Lettinga G. y Hulshoff P.L., (1986) "Adelantos en el diseño, operación y economía de reactores anaerobicos" en el Manual del curso: Tratamiento Anaeróbico de aguas Residuales Microbiología y Bioquímica, febrero 22 a 26 de 1988. Medellín, Colombia.

- Mc Carty P. L. (1964) "Anaerobic Wastewater treatment fundamentals" Pub. Works 95, No. 9, 107-112; No. 10, 123-126, No. 11, 91-94; No. 12, 95-99.

- Metcalf and Eddy, Inc. wastewater Engineering: Treatment, disposal, reuse., Second Edition, Boston, McGraw Hill, 1979.

- Noyola Robles A. (1989) "Los procesos anaerobios en el tratamiento de aguas residuales", Instituto de Ingeniería, UNAM.

- Noyola A. y Briones R. (1988) "Tratamiento anaerobio de vinazas a escala piloto: inoculación y arranque de reactores tipo lecho de lodos y filtro anaerobio" "VI Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A.C., Querétaro, Gro., 10 a 13 de agosto 1988.

- Noyola A., Guyot J.P. y Monroy O. (1988) "Comparación experimental de dos tipos de reactores anaerobios avanzados" Memorias I Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental, Instituto de Ingeniería UNAM, Pp. 179-197.

- Rojas Chacón O. (1988) "Factores ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaerobios" Manual del curso de tratamiento anaerobio de aguas residuales. Medellín, Colombia.
- Sam-Soon P.A.L.N.S., Loewenthal R.E., Dold P.L and Marais G.v.R. (1987) "Pelletization in upflow anaerobic sludge bed reactors".
- Sánchez S. (1988) "Tratamiento de lodos activados de purga y su transformación en inóculo de reactores anaerobios del tipo lecho de lodos". Reporte de servicio social, Departamento de Biotecnología UAM-I.
- SEDUE (1990) "Informe sobre el estado del medio ambiente en México".
- Speece Richard E. (1983) "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment" Environmental Science and Technology, Vol. 17 Pp. 416a - 427a.
- Wu. W., Hu J., Gu X., Zhao Y., Zhang H., y Gu G. (1987) 'Cultivation of anaerobic granular sludge in uasb reactors with aerobic activated sludge as seed". Water research, Vol. 21, Pp. 789 - 799.
- Young J. C. and Mc Carty P. L. (1969) "The anaerobic filter for waste treatment" J. Wat. Pollut. Control Fed., Vol. 41 Pp. 160-173.